



universitas
MALIKUSSALEH

TUGAS AKHIR

**PRARANCANGAN PABRIK METILEN KLORIDA DARI
METIL KLORIDA DAN KLORIN MENGGUNAKAN PROSES
TERMAL KLORINASI KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN
(TUGAS KHUSUS: PLUG FLOW REACTOR R-201)**

**Diajukan sebagai Syarat memperoleh Gelar Sarjana Teknik
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik
Universitas Malikussaleh**

Disusun Oleh:

Muhammad Mahendra

NIM. 190140086

**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS MALIKUSSALEH
LHOKSEUMAWE**

2024

ABSTRAK

Pabrik Metilen Klorida ini dirancang dengan kapasitas produksi 80.000 ton/tahun menggunakan bahan baku Metil Klorida sebanyak 6.289,390024 kg/jam dan Klorin sebanyak 8.787,422 kg/jam. Bentuk badan usaha yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT). Bentuk organisasi yang direncanakan adalah Garis dan Staff dengan jumlah tenaga kerja 243 orang. Lokasi pabrik direncanakan berlokasi di daerah Cilegon, Provinsi Banten. Dengan luas tanah yang dibutuhkan adalah 62.300 m². Produksi Metillen Klorida dilakukan dengan proses Termalklorinasi dengan kondisi operasi pada suhu 300°C dan tekanan 3 atm menggunakan *Fixed Bed Multitube* dengan menggunakan katalis Alumina. Hasil keluaran reaktor selanjutnya dimurnikan dengan distilasi. Dari hasil analisa ekonomi diperoleh *Total Capitas Invesment* sebesar Rp 384.390.533.509,17,-. dengan *Break Event Point* (BEP) sebesar 32% dan *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 45,12% dapat disimpulkan bahwa Prarancangan Pabrik Metilen Klorida dari Metil Klorida dan Klorin dengan Proses Termal Klorinasi menggunakan katalis Alumina kapasitas 80.000 Ton/Tahun ini layak didirikan.

Kata Kunci: Alumina, BEP, IRR, Klorin, Metil Klorida, Metilen Klorida, dan Termalklorinasi.

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, puji dan syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan karunia-Nya sehingga Prarancangan pabrik dapat diselesaikan. Shalawat dan salam kepada Rasulullah Muhammad SAW yang membawa ajaran kebenaran kepada semua umat manusia. Prarancangan pabrik ini berjudul **“PRARANCANGAN PABRIK METILEN KLORIDA DARI METIL KLORIDA DAN KLORIN MENGGUNAKAN PROSES TERMAL KLORINASI DENGAN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN.”** Tugas Prarancangan ini merupakan salah satu syarat untuk memenuhi sebagian yang diperlukan dari kurikulum Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh. Dalam mengerjakan tugas prarancangan pabrik ini, mahasiswa/i diharapkan mampu menerapkan teori dan kemampuan yang diperoleh selama kuliah untuk merancang alat proses pabrik kimia serta dapat mengambil kesimpulan tentang kelayakan ekonomi pembangunan pabrik kimia tersebut.

Pada kesempatan ini, penulis mendapatkan banyak bantuan dan bimbingan dalam menyelesaikan penulisan Tugas Penelitian ini. Oleh karena itu penulis mengucapkan banyak terima kasih kepada:

1. Orang Tua dan Keluarga penulis yang selalu memberikan dukungan berupa materi dan semangat serta doa yang senantiasa menguatkan penulis.
2. Bapak Prof Dr. Herman Fithra, S.T., M.T., IPM., ASEAN Eng selaku Rektor Universitas Malikussaleh.
3. Bapak Dr. Muhammad Daud, S.T., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.
4. Bapak Dr. Lukman Hakim, S.T., M.Eng selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Malikussaleh.
5. Ibu Meriatna, S.T., M.T., selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Universitas Malikussaleh.
6. Ibu Dr. Ir. Rozanna Dewi, S.T., M.Sc selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Universitas Malikussaleh.

7. Bapak Dr. Muhammad S.T., M.Sc. IPM selaku Dosen Pembimbing I Pada Hasil Tugas Akhir ini.
8. Bapak Nasrul ZA. S.T., M.T selaku Dosen Pembimbing II Pada Hasil Tugas Akhir ini
10. Ibu Dr. Suryati, S.T., M.T. selaku Dosen Pembahas I Pada Hasil Tugas Akhir ini
11. Bapak Dr. Ir. Azhari, M.Sc selaku Dosen Pembahas II Pada Hasil Tugas Akhir ini
12. Seluruh Staf dan Dosen Teknik Kimia Universitas Malikussaleh.
13. Teman-teman seperjuangan teknik kimia angkatan 2019 yang telah banyak membantu dan memberi dorongan secara langsung maupun tidak langsung untuk menyelesaikan tugas akhir ini.
14. Dan semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu oleh penulis.

Akhirnya kepada Allah SWT juga penulis menyerah diri, karena tiada satupun yang dapat terjadi jika tidak ada kehendak-Nya. Semoga bantuan dan kebaikan semua pihak menjadi catatan Allah SWT sebagai amal ibadah. Penulis menyadari bahwa penulisan Hasil Tugas Akhir ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu penulis mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari semua pihak untuk kesempurnaan Hasil ini di kemudian hari.

Lhokseumawe, 8 Januari 2024

Penyusun

DAFTAR ISI

ABSTRAK	i
KATA PENGANTAR.....	ii
DAFTAR ISI.....	iv
DAFTAR GAMBAR.....	ix
DAFTAR TABEL	x
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	3
1.3 Tujuan Prarancangan Pabrik.....	3
1.4 Manfaat Prarancangan Pabrik.....	4
1.5 Batasan Masalah.....	4
1.6 Kapasitas Pabrik	4
1.7 Kapasitas Produksi	5
1.8 Uraian Proses.....	8
1.8.1 Unit Persiapan Bahan Baku	8
1.8.2 Unit Reaksi Pembentukan Metilen Klorida	9
1.8.3 Unit Pemurnian Metilen Klorida.....	9
1.9 Lokasi Pabrik.....	9
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	13
2.1 Sejarah Metilen Klorida	13
2.1.1 Kegunaan Produk	13
2.2 Spesifikasi Bahan Baku, Produk dan Katalis	14
2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	14
2.2.2 Spesifikasi Produk.....	15
2.2.3 Katalis	17
2.3 Pemilihan Proses	17
2.3.1 Proses Termal Klorinasi	17
2.3.2 Proses Fotoklorinasi	20
2.4 Perbandingan Proses.....	22

2.5	Tinjauan Termodinamika	22
BAB III NERACA MASSA.....		24
3.1	Neraca Massa	24
3.2	Langkah Pembuatan Neraca Massa.....	25
3.3	Hasil Perhitungan Neraca Massa.....	26
3.3.1	<i>Plug Flow Reactor</i> (R-201).....	26
3.3.2	Kondenser (CD-201).....	27
3.3.3	Distilasi I (D-301)	28
3.3.4	Distilasi II (D-302).....	28
BAB IV NERACA ENERGI		30
4.1	Hasil Perhitungan Neraca Energi	32
4.1.1	Heater (HE-100).....	32
4.1.2	Heater (HE-101).....	32
4.1.3	Reaktor (PFR-100).....	33
4.1.4	<i>Condenser</i> (C-205).....	33
4.1.5	Distilasi (D-301)	34
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN.....		35
5.1	Tangki Penyimpanan Bahan Baku Metil Klorida (T-101).....	35
5.2	Tangki Penyimpanan Bahan Baku Klorin (T-102)	35
5.3	Tangki Penyimpanan Produk Metilen Klorida (T-301)	36
5.4	Tangki Penyimpanan Produk Hidrogen Klorida (T-302).....	36
5.5	Pompa (P-301).....	37
5.6	Pompa (P-302).....	37
5.7	Pompa (P-303).....	38
5.8	Pompa (P-304).....	39
5.9	Vaporizer (V-101)	39
5.10	Heat Exchanger	40
5.9	<i>Vaporizer</i> (V-102)	41
5.10	<i>Condenser</i> (C-201)	41
5.11	<i>Expander</i> (K-101).....	42
5.12	<i>Expander</i> (K-102).....	43

5.13	<i>Heater</i> (E-301).....	43
5.14	Menara Distilasi II (MD-302)	44
BAB VI TUGAS KHUSUS		46
6.1	<i>Heat Exchanger</i> (HE-101) (Safira Ramadani/190140104).....	46
6.1.1	Shell and Tube Heat Exchanger	47
6.1.2	Pemilihan Fluida Yang Dilewatkan Pada <i>Shell</i> dan <i>Tube</i>	48
6.1.3	Bagian – bagian Shell and Tube Heat Exchanger	50
6.1.4	Keuntungan Shell and Tube Exchanger	50
6.2	Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i> (R-201) (Mhd. Mahendra/190140086) ...	51
6.2.1	Prinsip Kerja Reaktor	52
6.2.2	Pemilihan Jenis Reaktor	53
6.3	Menara Distilasi (MD-301) (Muhammad Fahrur Rozi/190140078).....	57
6.3.1	Penentuan Tipe Kolom Distilasi	58
6.3.2	Penentuan Bahan Kontruksi	58
6.3.3	Tahapan Perancangan Pada Kolom Distilasi	59
6.3.4	Klasifikasi Kolom Distilasi	59
6.3.5	Faktor-Faktor yang Mempengaruhi Operasi Kolom Distilasi	59
6.3.6	Dasar Peralatan Distilasi dan Pengoperasiannya	61
BAB VII UTILITAS		64
7.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water System</i>)	64
7.1.1	Kebutuhan Air Proses	64
7.1.2	Kebutuhan Air Domestik	66
7.2	Kebutuhan Uap Air (<i>Steam</i>)	70
7.3	Unit Pengadaan Udara Tekan	70
7.4	Kebutuhan Listrik	70
7.5	Kebutuhan Bahan Bakar	73
7.6	Unit Pengolahan Limbah	74
7.6.1	Limbah Cair	75
7.6.2	Limbah Padat	77
7.6.3	Limbah Gas	77
7.6.4	Limbah B3.....	77

BAB VIII LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	80
8.1 Lokasi Pabrik.....	80
8.1.1 Faktor Utama.....	81
8.2 Tata Letak Pabrik	83
8.3 Perincian Luas Tanah	85
8.4 Tata Letak Peralatan Proses.....	86
BAB IX ORGANISASI PERUSAHAAN	89
9.1 Bentuk Perusahaan	89
9.2 Bentuk Badan Usaha	90
9.3 Struktur Organisasi.....	92
9.3.1 Bentuk Organisasi Garis	92
9.3.2 Bentuk Organisasi Fungsional	93
9.3.3 Bentuk Organisasi Garis dan <i>Staff</i>	93
9.3.4 Bentuk Organisasi Fungsional dan <i>Staff</i>	94
9.4 Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab	94
9.4.1 Rapat Umum Pemegang Usaha (RUPS).....	94
9.4.2 Dewan Komisaris	95
9.4.3 Direktur Utama.....	95
9.4.4 Staff Ahli.....	98
9.4.5 Sekretaris.....	98
9.5 Manajemen	98
9.6 Sistem Kerja	100
9.7 Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	101
9.8 Kesejahteraan Masyarakat.....	102
9.9 Pengaturan Gaji Karyawan.....	102
9.10 Tingkat Pendidikan dan Tenaga Kerja	105
9.11 Kesejahteraan Tenaga Kerja.....	106
BAB X INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	108
10.1 Instrumentasi	108
10.2 Sistem Kontrol.....	112
10.2.1 Tujuan Sistem Pengontrolan	112

10.3	Kesehatan dan Keselamatan Kerja Pada Pabrik Metilen Klorida	113
10.3.1	Sebab – Sebab Terjadi Kecelakaan	115
10.3.2	Alat Pelindung Diri (APD).....	115
10.3.3	Macam-macam Alat Perlindungan Diri (APD).....	116
10.4	Potensi Bahaya di Pabrik Metilen Klorida	117
10.5	Identifikasi Bahaya di Pabrik <i>Metilen Klorida</i>	118
BAB XI ANALISA EKONOMI.....		122
11.1	Modal yang Ditanamkan (<i>Capital Investment</i>)	122
11.2	Biaya Produksi (<i>Production Cost</i>)	122
11.3	Analisa Keuntungan dan Kerugian.....	123
11.3.1	Laba Kotor dan Laba Bersih.....	123
11.3.2	Internal Rate Of Return (IRR).....	123
11.3.3	<i>Pay Out Time</i> (POT).....	124
11.3.4	<i>Break Even Point</i> (BEP).....	124
11.4	Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi	124
BAB XII PENUTUP.....		126
DAFTAR PUSTAKA		128
LAMPIRAN A NERACA MASSA.....		LA-1
LAMPIRAN B NERACA ENERGI.....		LB-1
LAMPIRAN C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN.....		LC-1
LAMPIRAN D PERHITUNGAN TUGAS KHUSUS.....		LD-1
LAMPIRAN E PERHITUNGAN SPESIFIKASI UTILITAS.....		LE-1
LAMPIRAN F PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI.....		LF-1

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Data Impor Metanol Di Indonesia.....	6
Gambar 1.2 Grafik Data Ekstrapolasi Kebutuhan Impor Metilen Klorida.....	7
Gambar 1.3 Peta Lokasi Pabrik Metilen Klorida	10
Gambar 2.1 <i>Flowsheet</i> Dasar Proses Termal Klorinasi.....	19
Gambar 2.2 <i>Flowsheet</i> Dasar Proses Fotoklorinasi.....	20
Gambar 3.1 Reaktor PFR (R-201).....	26
Gambar 3.2 Kondenser (CD-201)	27
Gambar 3.3 Distilasi I (MD-301)	28
Gambar 3.4 Distilasi II (MD-302).....	29
Gambar 6.1 <i>Heat Exchanger</i>	46
Gambar 6.2 Skema Aliran Menara Distilasi (MD-301)	57
Gambar 6.3 Skema Distilasi yang Sederhana.....	61
Gambar 6.4 <i>Bottom</i> Distilasi	62
Gambar 6.5 <i>Top</i> Distilasi.....	62
Gambar 8.1 Peta Lokasi Pabrik Metilen Klorida	81
Gambar 8.2 Layout Pabrik Metilen Klorida.....	86
Gambar 8.3 Tata Letak Peralatan Proses.....	87
Gambar 9.1 Struktur Organisasi Pabrik Metilen Klorida.....	99

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kegunaan Metilen Klorida	2
Tabel 1.2 Data Impor Metilen Klorida Dalam Negeri	5
Tabel 1.3 Hasil Ekstrapolasi.....	6
Tabel 1.4 Kebutuhan Impor dari Berbagai Negara	6
Tabel 1.5 Hasil Ekstrapolasi Kebutuhan Impor	7
Tabel 1.6 Nama Produsen Metilen Klorida di Berbagai Negara.....	8
Tabel 2.1 Sifat Fisis Metil Klorida	14
Tabel 2.2 Sifat Fisis Klorin	15
Tabel 2.3 Sifat Fisis Metilen Klorida	15
Tabel 2.4 Sifat Fisis Asam Klorida.	16
Tabel 2.5 Analisa Ekonomi Awal Proses Termal Klorinasi.....	19
Tabel 2.6 Analisa Ekonomi Awal Proses Fotoklorinasi.....	20
Tabel 2.7 Perbandingan Proses.....	22
Tabel 2.8 Tinjauan Termodinamika	22
Tabel 3.1 Neraca Massa Total Reaktor PFR (R-201).....	27
Tabel 3.2 Neraca Massa Total Kondenser (CD-201)	27
Tabel 3.3 Neraca Massa Total Distilasi I (D-301)	28
Tabel 3.4 Neraca Massa Total Distilasi II (D-302)	29
Tabel 4.1 Neraca Energi Total pada <i>Heater</i> (HE-100).....	32
Tabel 4.2 Neraca Energi Total pada <i>Heat Exchanger</i> (E-101)	32
Tabel 4.3 Neraca Energi Total pada Reaktor (PFR-100)	33
Tabel 4.4 Neraca Energi Total pada <i>Condenser</i> (C-205)	33
Tabel 6.1 Spesifikasi Heat Exchanger Pada Pabrik Metilen Klorida.....	51
Tabel 6.2 Spesifikasi Reaktor PFR R-201	54
Tabel 6.3 Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Pabrik Metilen Klorida	63
Tabel 7.1 Kebutuhan Air Pendingin.....	64
Tabel 7.2 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i>	65
Tabel 7.3 Kebutuhan Air Pabrik.....	67
Tabel 7.4 Kebutuhan Listrik Untuk Keperluan Utilitas	70

Tabel 7.5 Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan	72
Tabel 7.6 Total Kebutuhan Listrik Pabrik.....	73
Tabel 8.1 Perincian Penggunaan Lahan	85
Tabel 9.1 Pembagian Kerja <i>Shift</i> tiap regu.....	101
Tabel 9.2 Perincian Gaji Karyawan.....	102
Tabel 9.3 Jabatan Karyawan Berdasarkan Tingkat Pendidikan	105
Tabel 10.1 Daftar Penggunaan Instrumentasi Pada Prarancangan Pabrik Metilen Klorida Menggunakan Proses Termal Klorinasi.....	111

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Memasuki era perdagangan bebas yang dituntut untuk mampu bersaing dengan negara-negara lain didalam berbagai bidang. Sebagai negara berkembang, Indonesia banyak melakukan pembangunan dan pengembangan diberbagai bidang, salah satunya dalam bidang industri. Kemajuan dalam bidang perindustrian hendaknya diharapkan dapat menjadi bagian dari tolak ukur kesejahteraan rakyat. Dalam pelaksanaan pembangunan bidang perindustrian ini didukung dengan peningkatan hubungan antara sektor industri dengan sektor lainnya. Dengan banyaknya kebutuhan dari industri-industri kimia yang ada saat ini, maka kebutuhan akan bahan baku kimia tersebut juga otomatis akan meningkat. Bahan baku industri yang dibutuhkan berasal dari dalam dan luar negeri (impor). Salah satu bahan kimia yang masih diimpor adalah metilen klorida.

Metilen klorida adalah salah satu bahan kimia yang sangat dibutuhkan dalam industri farmasi untuk pertanian, silikon, industri karet sintesis, sebagai bahan baku pembuatan metil selulosa, pembuatan tambahan bahan bakar juga digunakan sebagai bahan pada industri pembersih lantai dan berbagai industri lainnya (Kirk-Ortmer, 1979).

Pada proses industri, 30% Metilen klorida digunakan dalam industri pembuatan cat sebagai bahan aktif dalam pelarut cat maupun *varnish remover*, 20%. Metilen klorida digunakan sebagai salah satu bahan dalam pembuatan bahan *adhesives*, 10% sebagai komponen dalam pembuatan aerosol dan banyak proses lainnya (Kirk-Othmer, 1979).

Metilen klorida merupakan senyawa klorometana dapat diproduksi dengan klorinasi fase gas metil klorida (CH_3Cl) dan klorin (Cl_2) pada suhu tinggi (Harvey & Pitsch, 2000). Adanya salah satu bahan baku utama produksi metilen klorida yaitu klorin di Indonesia akan menurunkan biaya transportasi sehingga biaya produksi senyawa klorometana seperti lebih ekonomis.

Metilen klorida merupakan cairan berat yang tidak berwarna dan berbau halus. Metilen Klorida bersifat mudah melarutkan zat serta memiliki nilai *solubility* yang tinggi sehingga sangat sesuai untuk digunakan sebagai pelarut dalam proses ekstraksi (Mcketta, 1979). Oleh karena sifatnya ini, Metilen Klorida menjadi bahan yang digunakan secara luas pada proses industri.

Pabrik metilen klorida dengan proses klorinasi juga layak dirancang karena termasuk minim dalam pencemaran lingkungan. Hal ini disebabkan dalam produksinya tidak ada bahan samping atau limbah yang secara langsung dihasilkan dan dibuang. Selain metilen klorida akan dihasilkan juga bahan kimia lainnya seperti asam klorida yang dapat dijual. Oleh karenanya dengan mencegah kebocoran selama proses dan menjaga suhu klorinasi yang aman, maka efek buruk terhadap lingkungan dan makhluk hidup sekitar dapat dicegah. Adapun kegunaan metilen klorida dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Kegunaan Metilen Klorida

No	Industri	Tahun		
		1970	1974	1989
1.	Silikon	38%	50%	74%
2.	<i>Tetramethyllead</i>	38%	30%	-
3.	<i>Buthyl Rubbber</i>	5%	5%	2%
4.	Pertanian	-	-	7%
5.	<i>Metyl Selulose</i>	-	-	6%
6.	Gua Ternary Amin	-	-	5%
7.	Lain-lain	19%	15%	24%

Sumber: (Kirk and Orthmer, 1989)

Indonesia sebagai negara berkembang, terlebih lagi memasuki era perdagangan bebas, dituntut untuk mampu bersaing dengan negara-negara lain dalam bidang industri dan sektor industri kimia memegang peranan penting untuk memajukan perindustrian di Indonesia. Perkembangan industri sangat berpengaruh pada pertumbuhan ekonomi Indonesia dalam menghadapi pasar bebas. Inovasi proses produksi maupun pembangunan pabrik baru yang menghasilkan produk bernilai ekonomis lebih tinggi semisal metilen klorida sangat diperlukan untuk

menambah devisa negara. Di samping itu pendirian pabrik metilen klorida dapat mendorong pertumbuhan dan perkembangan industri-industri kimia lain dan akan menyerap sebagian tenaga kerja dalam negeri. Kebutuhan akan metilen klorida di Indonesia sendiri cukup besar sehingga saat ini dilakukan impor dari luar negeri (Amerika Serikat dan Negara-negara Eropa) untuk memenuhinya. Adanya pabrik metilen klorida ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan di Indonesia sendiri.

Selain itu akan membuka kesempatan bagi Indonesia menjadi negara pengekspor metilen klorida keluar negeri, dan dapat merangsang bertumbuhnya industri-industri yang memproduksi metilen klorida menjadi bahan lain sehingga dapat meningkatkan perekonomian Indonesia. Disamping itu dengan didirikannya pabrik ini akan membuat kesempatan terciptanya banyak lapangan kerja baru, dan dapat mendorong berdirinya pabrik-pabrik lainnya yang menggunakan metilen klorida sebagai bahan baku utama didalam prosesnya.

1.2 Rumusan Masalah

Kebutuhan akan metilen klorida di Indonesia sendiri cukup besar sehingga saat ini dilakukan impor dari luar negeri (amerika serikat dan negara-negara eropa) untuk memenuhinya. Metilen klorida adalah salah satu bahan kimia yang sangat dibutuhkan dalam industri farmasi untuk pertanian, silikon, industri karet sintesis, sebagai bahan baku pembuatan metil selulosa, pembuatan tambahan bahan bakar (*Tetra Ethyl Lead*), dan juga digunakan sebagai bahan pada industri pembersih lantai dan berbagai industri lainnya. Sehingga akan membuka kesempatan bagi Indonesia menjadi negara pengekspor metilen klorida keluar negeri.

1.3 Tujuan Prarancangan Pabrik

Prarancangan pabrik metilen klorida ini bertujuan untuk menerapkan disiplin ilmu teknik kimia, khususnya pada mata kuliah perancangan pabrik kimia, neraca massa dan energi, operasi teknik kimia, teknik reaksi kimia dan ilmu-ilmu lainnya sehingga dapat memberikan gambaran kelayakan prarancangan pabrik metilen klorida.

1.4 Manfaat Prarancangan Pabrik

Manfaat dari prarancangan ini agar mahasiswa lebih memahami dan mampu merealisasikan ilmu yang didapat selama perkuliahan dalam bentuk prarancangan pabrik metilen klorida dengan kapasitas dan hasil produksi yang lebih baik. Selain alasan tersebut pendirian pabrik metilen klorida juga memiliki juga memiliki manfaat sebagai berikut:

- a. Memenuhi dan mengoptimalkan penggunaan metilen klorida.
- b. Menambah devisa negara.
- c. Adanya proses alih teknologi karena produk yang diperoleh dengan teknologi modern membuktikan bahwa sarjana-sarjana Indonesia mampu menyerap teknologi modern sehingga tidak bergantung kepada negara lain.

1.5 Batasan Masalah

Batasan masalah dalam penyusunan dan penyelesaian tugas prarancangan pabrik kimia ini adalah hanya pada neraca massa, neraca energi, pembuatan *flowsheet* pada kondisi *steady state*, pemasangan alat kontrol, spesifikasi peralatan, unit utilitas dan analisa ekonomi.

1.6 Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi pabrik metilen klorida ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan antara lain:

- a. Proyeksi kebutuhan metilen klorida di Indonesia

Prediksi kebutuhan metilen klorida di Indonesia selalu mengalami kenaikan yang sangat signifikan, kenaikan rata rata sebesar 14% per tahun. Hal ini berhubungan erat dengan perkembangan sektor industri, penggunaan metilen klorida baik sebagai bahan baku maupun sebagai bahan pembantu. Kapasitas perancangan ditetapkan sebesar 80.000 ton per tahun, dengan pertimbangan sebagian untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sebagian komoditi ekspor karena konsumsi dunia masih cukup besar dan selalu mengalami kenaikan.

b. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku yang digunakan adalah metil klorida, metilen klorida sebagai zat inert dan klorin. Gas klorin banyak diproduksi oleh pabrik pabrik di Indonesia antara lain PT. Asahimas Chemical, untuk bahan baku metil klorida diperoleh dengan cara impor dari negara negara tetangga antara lain yang terdekat adalah cina, jepang dan india.

c. Kapasitas minimal pabrik komersial yang pernah didirikan

Kapasitas komersial pabrik metilen klorida yang pernah dari data data tahun 1978 berkisar antara 13.600-90.700 ton/tahun. Kapasitas ideal pendirian pabrik metilen klorida yang sudah ada diluar negeri pada umumnya sekitar 50.000 ton/tahun (CIC No. 176 16 Juni 1995). Kebutuhan metilen klorida di Indonesia diperkirakan akan terus meningkat seiring dengan membaiknya perekonomian nasional. Proyeksi peningkatan kebutuhan metilen klorida sebesar 15-20% pertahun. Kebutuhan metilen klorida di Indonesia sendiri sebanyak 76.141 ton/Tahun. Dari data data diatas ditetapkan kapasitas rancangan sebesar 80.000 ton/tahun, yang akan didirikan pada tahun 2025.

1.7 Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi merupakan maksimal jumlah produk yang nantinya dapat dihasilkan dalam kurun waktu tertentu. Sejatinya pabrik yang akan didirikan memiliki kapasitas produksi yang optimal sehingga dapat menghasilkan keuntungan yang maksimal dengan biaya yang minimal. Dari data ekspor dan impor metilen klorida dapat diambil sebagai gambaran penentuan kapasitas produksi dalam prarancangan pabrik metilen klorida ini.

Adapun data impor metilen klorida dalam negeri dapat dilihat dari Tabel 1.2.

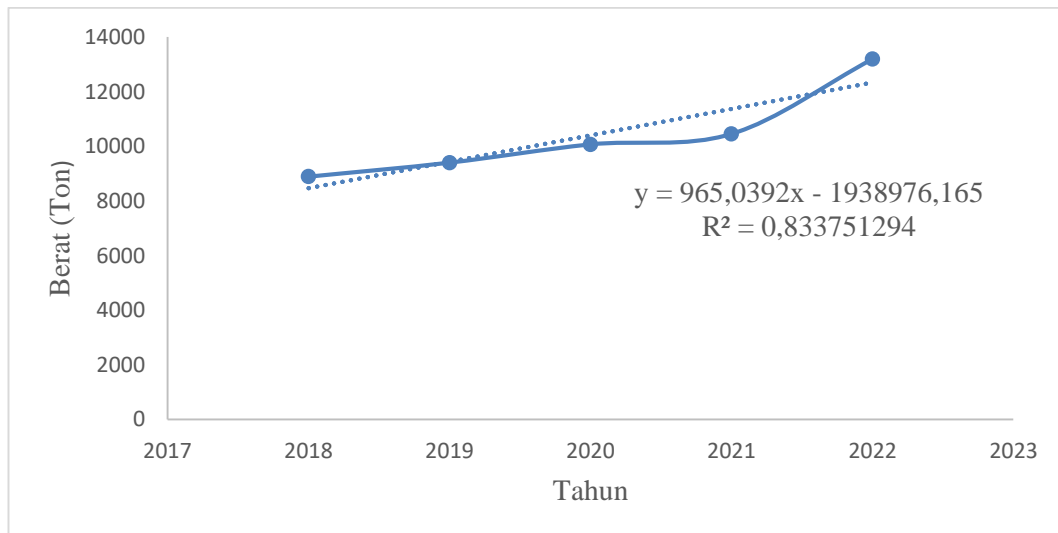
Tabel 1.2 Data Impor Metilen Klorida Dalam Negeri

Tahun	Ton
2018	8.891,638
2019	9.404,019
2020	10.073,395

2021	10.454,395
2022	13.191,646
Total	52.015,093

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2023)

Adapun data impor metilen klorida dalam negeri dapat dilihat dari Gambar 1.1.



Gambar 1.1 Grafik Data Impor Metilen Klorida Di Indonesia

Adapun data hasil ekstrapolasi impor metilen klorida dapat dilihat dari Tabel 1.3.

Tabel 1.3 Hasil Ekstrapolasi

Tahun Ke	Tahun	Jumlah(ton)
6	2023	13,298,136
7	2024	14.263,175
8	2025	15.228,215
9	2026	16.193,254
10	2027	17.158,293

Adapun kebutuhan impor dari berbagai negara dapat dilihat pada Tabel 1.4.

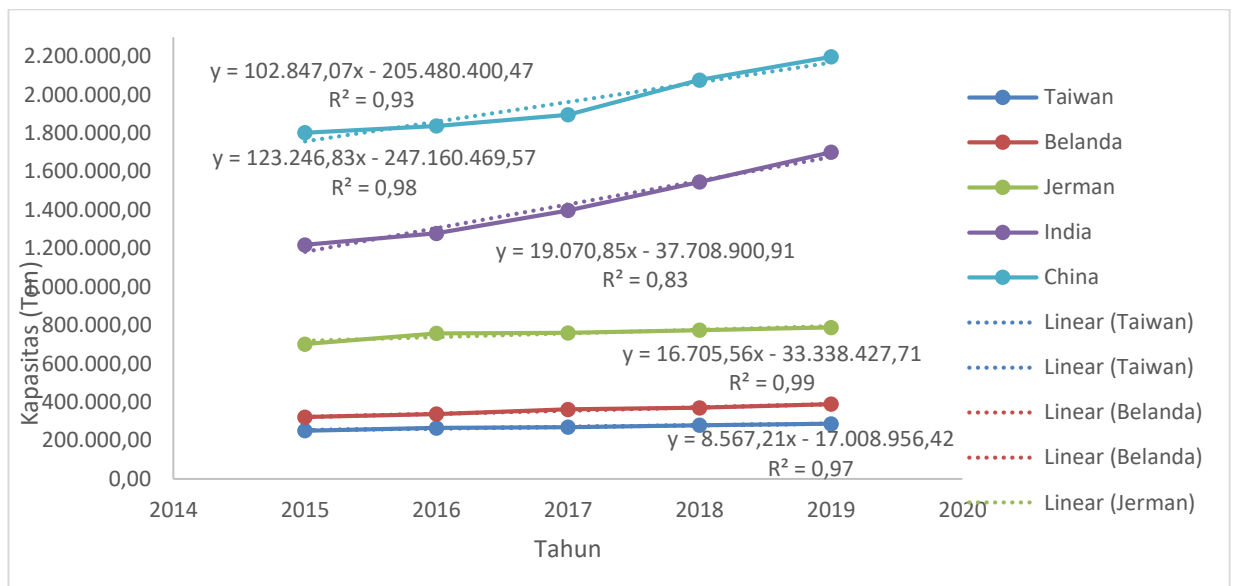
Tabel 1.4 Kebutuhan Impor dari Berbagai Negara

Negara	Kebutuhan Impor Metilen Klorida (Ton/Tahun)				
	2015	2016	2017	2018	2019
Taiwan	251.708.28	266.124,928	269,951,203	280.226,680	287.493,441
Belanda	322.490.511	338,240,546	362.213,729	370.792,129	389.742,542

Jerman	702.316,53	757.878,727	760.879,257	774,672,107	789.274,088
India	1.218,701,193	1.278.349,223	1.397,892,833	1.545,805,362	1.701.207,285
China	1.802.938,960	1.837.275,920	1.896.259,298	2.076.779,95	2.197.422,284

Sumber: (UN Data, 2022)

Adapun data ekstrapolasi kebutuhan impor metilen klorida dalam negeri dapat dilihat dari Gambar 1.2.



Gambar 1.2 Grafik Data Ekstrapolasi Kebutuhan Impor Metilen Klorida

Adapun hasil ekstrapolasi kebutuhan impor dapat dilihat pada Tabel 1.5.

Tabel 1.5 Hasil Ekstrapolasi Kebutuhan Impor

Tahun	Hasil Ekstrapolasi (Ton/Tahun)				
	Taiwan	Belanda	Jerman	India	China
2023	322.509,41	456.920,17	871.428,64	216.786,752	257.922,214
2024	331.076,62	473.625,73	890.499,49	229.111,435	268.206,921
2025	339.643,83	490.331,29	909.570,34	241.436,118	278.491,628
2026	348.211,04	507.036,85	928.641,19	253.760,801	288.776,335
2027	356.778,25	523.742,41	947.712,04	266.085,484	299.061,042

Berdasarkan Tabel 1.5 dapat dilihat bahwa pabrik ingin dibangun pada tahun 2025 dengan kapasitas 80.000 ton/tahun, karena kapasitas pabrik baru diperkirakan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dari kapasitas produksi yaitu 13.192 ton/tahun pada tahun 2022 yang akan datang. Sehingga diperoleh kapasitas pabrik baru pada tahun 2025 adalah 80.000 ton/tahun. Kapasitas baru ini dapat

memenuhi kebutuhan dalam negeri dan diluar negeri. Sekitar 15.228 ton/tahun dijual didalam negeri sedang sisa produk dapat diekspor keluar negeri.

Adapun produsen metilen klorida dari berbagai negara dapat dilihat dari Tabel 1.6.

Tabel 1.6 Nama Produsen Metilen Klorida di Berbagai Negara

Nama Pabrik	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
LCP, Moundsville, W.Va	126.300
Occidental, Belle, W.Va	80.900
The Dow Chemical Company, Freeport Tex	50.000
The Dow Chemical Company, Plaquemine, La	154.500
Vulcan, Geismar, La	136.400
Vulcan, Wichita, Kans	159.100

Sumber: (Kirk Orthmer, 1979)

1.8 Uraian Proses

Proses pembuatan metilen klorida menggunakan proses klorinasi metil klorida terdiri atas beberapa unit proses, yaitu:

1.8.1 Unit Persiapan Bahan Baku

a. Metil klorida

Metil klorida yang disimpan dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 9 atm kemudian dialirkan ke heater untuk menaikkan suhu. Arus ini lalu diturunkan tekanannya menjadi 3 atm melalui valve. Fluida ini kemudian dipanaskan di dalam heater hingga suhunya menjadi 18,59°C. Selanjutnya, digunakan untuk mendinginkan hasil bawah menara distilasi masuk menara distilasi hingga suhunya menjadi 68,31°C di dalam heater. Terakhir, campuran ini dipanaskan hingga suhu 400°C sebagai umpan reaktor di dalam heater.

b. Klorin

Klorin cair pada suhu 30°C dan tekanan 9 atm dialirkan ke heater untuk menaikkan suhu. Kemudian dimasukkan ke vaporizer agar menguap sebagian. Arus ini lalu diturunkan tekanannya menjadi 3 atm melalui valve. Kemudian, uap klorin ini dipanaskan hingga suhu 300°C di dalam heater sebagai umpan reaktor.

1.8.2 Unit Reaksi Pembentukan Metilen Klorida

Reaksi pembentukan metilen klorida dilakukan di dalam reaktor jenis *plug flow multi tube*. Gas klorin yang sudah aktif direaksikan dengan campuran gas metil klorida dan hasil atas menara distilasi dengan perbandingan dan kecepatan alir tertentu. Reaktor dengan waktu tinggal 0,63 detik dan suhu reaktor akan naik karena reaksi bersifat eksotermis, maka untuk menjaga suhu agar tidak melebihi 450°C dialirkan pendingin berupa cairan downtherm A dan menggunakan katalis alumina. Hasil reaksi berupa produk utama metilen klorida dan produk lainnya berupa hidrogen klorida, dan gas klorin. Suhu gas keluar reaktor dan pendingin tinggi, maka panas keduanya dimanfaatkan untuk pemanasan awal umpan sebelum masuk reaktor dan memanaskan arus yang lain.

1.8.3 Unit Pemurnian Metilen Klorida

Gas keluar reaktor banyak membawa HCl. Untuk memisahkan HCl ini, gas diturunkan suhunya terlebih dahulu dengan memanfaatkannya sebagai pemanas arus yang lain.

Gas produk keluaran reaktor digunakan untuk pemanas pada reboiler hingga suhunya dari 441,5°C hingga menjadi 151,2°C. Kemudian campuran gas ini didinginkan di dalam cooler hingga suhu 128,8°C. Selanjutnya didinginkan di dalam cooler hingga suhunya menjadi 51,3°C.

Kolom distilasi ini bertujuan untuk memisahkan produk berupa metilen klorida dengan produk samping berupa hidrogen klorida dan klorin. Pada kolom destilasi keluaran atas berupa hidrogen klorida dan klorin. Hidrogen klorida diserap dengan air dari unit utilitas menjadi asam klorida 35% yang kemudian dikirim ke tangki penyimpanan. Sedangkan produk bawah berupa produk metilen klorida dan beberapa sisa hidrogen klorida untuk kemudian disimpan dalam tangki produk.

1.9 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu yang paling penting. Banyak pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik, misalnya kemudahan dalam pengoperasian pabrik dan perencanaan di masa depan, letak pabrik dengan sumber bahan baku dan bahan pembantu, letak pabrik dengan pasar

penunjang, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial dan lain-lain.

Lokasi geografis dari suatu pabrik akan berpengaruh pada kegiatan pabrik baik proses produksi maupun distribusi produk yang semuanya itu akan berpengaruh pada perkembangan dan kelangsungan hidup dari pabrik. Banyak faktor yang harus diperhatikan dan dipertimbangkan dalam menentukan lokasi suatu pabrik. Lokasi pabrik pada umumnya ditetapkan atas dasar orientasi bahan baku dan orientasi pasar, karena hal ini bersifat ekonomis.

Berdasarkan pertimbangan diatas Lokasi pabrik didirikan di Kecamatan Cilegon, Kabupaten Serang, Provinsi Banten. Peta lokasi pabrik ditunjukkan pada Gambar 1.3.



Gambar 1.3 Peta Lokasi Pabrik Metilen Klorida

Pemilihan lokasi pabrik berdasarkan pertimbangan-pertimbangan berikut ini:

a. Sumber Bahan Baku

Bahan baku klorin dapat diperoleh dari PT. Asahimas Chemical, Cilegon, Banten. Orientasi pemilihan ini ditekankan pada jarak lokasi sumber bahan baku dengan pabrik cukup dekat. Lokasi pabrik juga dekat dengan pelabuhan sehingga

dapat memudahkan dalam distribusi metil klorida yang didatangkan dari luar negeri yaitu china.

b. Pemasaran Produk

Daerah tersebut berdekatan dengan wilayah Jakarta, Depok, Bogor, Tangerang yang merupakan area industri yang potensial sebagai daerah pemasaran. Selain itu juga dekat dengan Pelabuhan Ciwandan yang memudahkan dalam pemasaran ke luar pulau Jawa maupun luar negeri.

c. Sarana Transportasi

Daerah tersebut dekat dengan pelabuhan dan akses jalan tol yang lebih memudahkan pengangkutan bahan baku dan produk. Ini sangat menguntungkan karena bahan baku CH_3Cl didatangkan dari luar negeri.

d. Tersedianya Sarana Pendukung

Cilegon merupakan salah satu kawasan industri di Indonesia, sehingga penyediaan utilitas utamanya air untuk proses dan pendingin tidak mengalami kesulitan, karena dekat dengan laut dan apabila tidak mencukupi, di kawasan industri Cilegon terdapat pabrik penyedia air yaitu PT. Krakatau Tirta Indonesia.

e. Tenaga Kerja

Tenaga kerja untuk pabrik dapat direkrut dari daerah Cilegon dan sekitarnya, di mana kepadatan penduduknya tinggi sehingga merupakan sumber tenaga kerja yang potensial.

f. Kemasyarakatan

Keadaan sosial kemasyarakatan sudah terbiasa dengan lingkungan industri sehingga pendirian pabrik baru dapat dengan mudah diterima dan dapat beradaptasi dengan mudah dan cepat.

g. Utilitas

Utilitas dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Tenaga listrik tersebut didapat dari PLTU di kawasan industri Cilegon terdapat pabrik penyedia listrik yaitu PT. Krakatau Tirta Indonesia dan tenaga listrik sendiri. Pembangkit listrik utama untuk pabrik adalah

menggunakan generator diesel yang bahan bakarnya diperoleh dari Pertamina. Lokasi pabrik dekat dengan sungai, maka keperluan air (air proses, air pendingin/penghasil steam, perumahan dan lain-lain) dapat diperoleh dengan mudah.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Sejarah Metilen Klorida

Metilen klorida atau Diklorometana pertama kali ditemukan pada tahun 1839 ketika Henri Victor Regnault, seorang ahli kimia Prancis, mengisolasinya dari campuran klorometana dan klorin yang dibiarkan di bawah sinar matahari. Ketika campuran metana dan klorin terkena sinar ultraviolet dengan cara ini, menghasilkan klorometana dan hidrogen klorida.

Metilen juga merupakan salah satu senyawa klorometana selain kloroform dan karbon tetraklorida (CCl_4). Metilen klorida mempunyai rumus molekul CH_2Cl_2 yang merupakan salah satu dari beberapa senyawa yang tergabung dalam kelompok klorometan. Metilen klorida banyak digunakan dalam industri kimia sebagai pembersih cat, aerosol, pelarut, chlorinating agent pada pembuatan polyester tipe urethane. Di samping itu metilen klorida sering dipakai dalam pembuatan zat warna, parfum, cat, dan lem. Namun, penggunaan metilen klorida dalam beberapa aplikasi menghadapi perhatian kesehatan dan lingkungan. Senyawa ini dapat menguap dan berkontribusi terhadap polusi udara. Metilen klorida juga dapat menyebabkan iritasi pada kulit, mata, dan saluran pernapasan manusia. Oleh karena itu, penggunaan metilen klorida dalam beberapa produk dan proses industri telah diatur dan dikendalikan oleh peraturan dan undang-undang lingkungan. Oleh karena itu kegunaan yang luas tersebut maka berdirinya pabrik metilen klorida akan memacu industri-industri yang lain.

2.1.1 Kegunaan Produk

Penggunaan diklorometana, antara lain:

- a. Bahan aktif untuk kebanyakan produk penghilang cat organik termasuk pembersih kerajinan rumah tangga, dan produk untuk perawatan kerajinan.
- b. Pelarut pada semen dan resin untuk kontak dengan logam atau bahan- bahan tambahan dan merupakan komponen utama dalam konstruksibusu uretan.
- c. Komponen penting dalam formulasi aerosol karena daya larutnya tinggi.

- d. Bahan untuk pembersih logam, farmasi, proses kimia dan busa poliuretan dan substitusi CFC-11.

2.2 Spesifikasi Bahan Baku, Produk dan Katalis

2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku

a. Metil klorida

- Sifat Fisis

Adapun sifat fisis dari metil klorida dapat dilihat pada Tabel 2.1.

Tabel 2.1 Sifat Fisis Metil Klorida

Sumber	: Qu Zhou Ruitong, China
Rumus molekul	: CH_3Cl
Berat molekul	: 50,488 gram/mol
Fase penyimpanan	: cair
Bau	: khas
Warna	: tak berwarna
Densitas (0°C , 1 atm)	: 2,3045g/L
Titik didih (1 atm)	: $-23,73^\circ\text{C}$
Kemurnian	: min 99,5%
Berat Impuritas	: CH_2Cl_2

Sumber: (Perry, 1997).

- Sifat Kimia
 1. Dalam larutan eter, CH_3Cl bereaksi dengan natrium membentuk etana (Proses sintesa Wurtz).
 2. Metil klorida digunakan pada reaksi Friedel Craft membentuk toluene dengan menggunakan katalisator AlCl_3 .
 3. Bila dipanaskan pada temperatur yang sangat tinggi, metalklorida akan berpasangan membentuk etilena.
 4. Klorinasi dengan CH_3Cl menghasilkan metilen klorida dan HCl (Kirk and Orthmer, 1979).

b. Klorin

- Sifat Fisis

Adapun sifat fisis dari klorin dapat dilihat pada Tabel 2.2.

Tabel 2.2 Sifat Fisis Klorin

Sumber	: PT. Asahimas
Rumus molekul	: Cl ₂
Berat molekul	: 70,906 gram/mol
Fase penyimpanan	: cair
Bau	: tajam
Warna	: kuning, hijau
Kemurnian	: min 99,5% berat
Densitas (0°C, 1atm)	: 3,214kg/m ³
Titik didih (1atm)	: -35,5°C

Sumber: (Laporan Praktik Kerja PT. Asahimas).

- Sifat Kimia

1. Cl₂ bereaksi dengan alkali dan alkali tanah membentuk bahan pemutih.
2. Reaksi dengan ammonia membentuk hidrazin.
3. Cl₂ bereaksi dengan hidrokarbon jenuh menghasilkan hidrokarbon terklorinasi dan HCl (Kirk and Orthmer, 1979).

2.2.2 Spesifikasi Produk

a. Metilen Klorida

- Sifat Fisis

Adapun sifat fisis dari metilen klorida dapat dilihat pada Tabel 2.3

Tabel 2.3 Sifat Fisis Metilen Klorida

Rumus molekul	: CH ₂ Cl ₂
Berat molekul	: 84,933 gram/mol
Fase penyimpanan	: cair
Bau	: khas
Warna	: tak berwarna
SG (300°C)	: 1,318 – 1,321

Kemurnian	: min 99,90%
Berat Impuritas	: CHCl_3 , CH_3Cl
Densitas (0°C , 1 atm)	: $2,93\text{kg/m}^3$
Titik didih(1 atm)	: $39,8^\circ\text{C}$

Sumber: (Perry, 1997).

- Sifat Kimia

1. Bila kontak dengan air pada waktu yang lama akan terhidrolisa secara perlahan membentuk HCl sebagai produk primer.
2. Bila dipanaskan dengan air dalam waktu lama dalam tangki tertutup pada suhu $140\text{-}170^\circ\text{C}$, maka akan terbentuk formaldehida dan HCl.

b. Asam Klorida

- Sifat Fisis

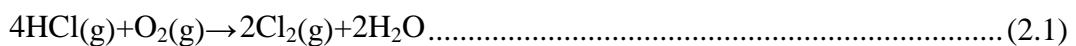
Adapun sifat fisis dari asam klorida dapat dilihat pada Tabel 2.4.

Tabel 2.4 Sifat Fisis Asam Klorida.

Rumus molekul	: HCl
Berat molekul	: 36,461 gram/mol
Fase penyimpanan	: Cair
Bau	: khas
Warna	: tak berwarna
Kelarutan Dalam Air	: 53,9 gr/100 ml
Titik didih (1 atm)	: $50,5^\circ\text{C}$
Titik Lebur	: $-25,4^\circ\text{C}$
Kemurnian	: min 35% berat
SG	: 1,1593

- Sifat Kimia

1. Reaksi dengan oksidator membentuk Cl_2 .



2. Reaksi HCl dan asetilen akan menghasilkan kloroprena.

2.2.3 Katalis

a. Aluminium Oksida

Aluminium oksida adalah sebuah senyawa kimia dari aluminium dan oksigen, dengan rumus kimia Al_2O_3 . Dalam bidang pertambangan, keramik dan teknik material, senyawa ini lebih banyak disebut dengan nama alumina.

- Sifat Fisis

Adapun sifat fisis dari aluminium oksida dapat dilihat pada Tabel 2.5.

Tabel 2.5 Sifat Fisis Aluminium Oksida

Rumus molekul	: Al_2O_3
Berat molekul	: 101,96 gram/mol
Fase penyimpanan	: Padat
Bau	: Tidak berbau
Warna	: Putih
Titik didih (1 atm)	: $2,977^\circ\text{C}$
Titik lebur	: 2.072°C
Umur Katalis	: 3 – 5 Tahun
Diameter Katalis	: 4,8 mm
Porositas	: 0,41 <i>Void Fraction</i>
<i>Bulk Density</i>	: 570 kg/m^3

2.3 Pemilihan Proses

Dalam Mc. Ketta (1979), secara umum metilen klorida dapat dibuat dengan beberapa cara, yaitu dapat diuraikan sebagai berikut:

2.3.1 Proses Termal Klorinasi

Proses ini didasarkan pada reaksi klorinasi langsung terhadap metana atau klorometana (metil klorida) pada suhu yang tinggi. Temperatur reaksi antara 275 sampai 450°C . Konversi dari proses ini adalah 95%. Adapun reaktor yang digunakan adalah *fixed bed reactor*. Dengan aktivasi klorin yang ditimbulkan dengan temperatur tinggi

Suatu reaksi bersifat eksotermis atau endotermis dapat ditentukan dari perhitungan ΔH_r . Perhitungannya adalah sebagai berikut.

$$\Delta H_{f298} \text{HCl} = -92,36 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{Cl}_2 = 0$$

$$\Delta H_{f298} \text{CH}_3\text{Cl} = -86,37 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{CH}_2\text{Cl}_2 = -95,46 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{CHCl}_3 = -101,32 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{CCl}_4 = -100,48 \text{ kJ/mol} \quad (\text{Coulson, vol.6,1983})$$

Reaksi :



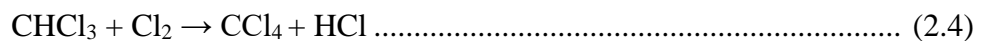
$$\Delta H_r^\circ \text{ total} = -291,19 \text{ kJ/mol}$$

$$= -291.190 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi di atas bersifat eksotermis karena ΔH_r pada 298 K bernilai negatif.

Metil klorida dan klorin dalam fasa gas dengan perbandingan mol 4:3 dipanaskan sampai suhu 300°C. pada suhu tersebut klorin akan mengalami disosiasi dan akan mulai terjadi reaksi klorinasi terhadap metil klorida, sedangkan tekanan dipertahankan 3 atm. Didalam reaktor alir pipa (RAP) *multitube* suhu dipertahankan jangan sampai melebihi 450°C. bila reaksi berlangsung diatas suhu tersebut maka dapat terjadi reaksi pirolisis terhadap CH₃Cl membentuk karbon bebas, sedangkan klorin dan hidrogen membentuk asam klorida. Produk reaksi kemudian masuk lalu ke kolom distilasi untuk memurnikan produk dan mengambil kembali sisa reaktan untuk dikembalikan ke reaktor (Mc.Ketta, 1979).

Reaksi yang terjadi:



Adapun *flowsheet* dasar proses termal klorinasi dapat dilihat dari Gambar 2.1.

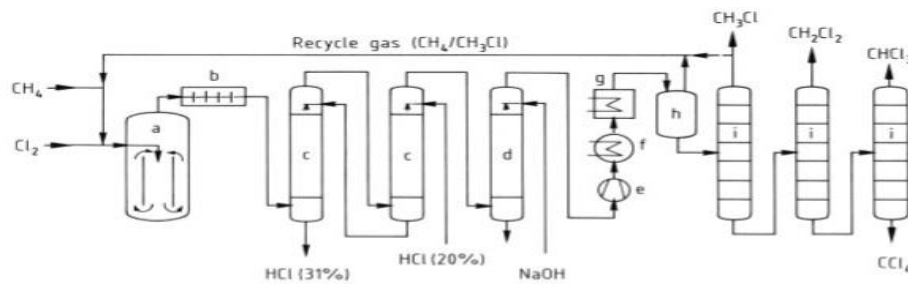


Figure 8. Methane chlorination by the Hoechst method (production of dichloromethane and trichloromethane)
 a) Loop reactor; b) Process gas cooler; c) HCl absorption; d) Neutralization system; e) Compressor; f) First condensation step (water); g) Gas drying system; h) Second condensation system and crude product storage vessel (brine); i) Distillation columns for CH_3Cl , CH_2Cl_2 , and CHCl_3

Gambar 2.1 Flowsheet Dasar Proses Termal Klorinasi

a. Analisa Ekonomi Awal

Adapun analisa ekonomi awal proses termal klorinasi dapat dilihat pada Tabel 2.5.

Tabel 2.6 Analisa Ekonomi Awal Proses Termal Klorinasi

Bahan yang digunakan	Berat Molekul (kg/kmol)	Harga Rp/Kg
Bahan Baku:		
1. Metil Klorida	1. 0,05053	1. 4.423,913
2. Klorin	2. 0,070906	2. 5.898,3149
Produk:		
1. Metilen Klorida	1. 0,084933	1. 24.575,9912
2. Asam Klorida	2. 0,036461	2. 17.391,1338

Harga Bahan Baku

$$\begin{aligned} \text{a. Metilen klorida} &= 0,05053 \text{ kg/mol} \times \text{Rp. } 4.423,913 \\ &= \text{Rp. } 223,5403 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Klorin} &= 0,070906 \text{ kg/mol} \times \text{Rp. } 5.898,3149 \\ &= \text{Rp. } 418,2259 \end{aligned}$$

Harga Total Bahan Baku

$$\begin{aligned} &= \text{Rp. } 223,5403 + \text{Rp. } 418,2259 \\ &= \text{Rp. } 641,7662 \end{aligned}$$

Harga Produk

$$\begin{aligned} \text{a. Metilen Klorida} &= 0,084933 \text{ Kg/Kmol} \times \text{Rp. } 24.575,9912 \\ &= \text{Rp. } 2.087,3126 \end{aligned}$$

$$\text{b. Asam Klorida} = 0,036461 \text{ Kg/Kmol} \times \text{Rp. } 17.391,1338$$

= Rp. 634,0981

Harga Total Produk

= Rp. 2.087,3126 + Rp.634,0981

= Rp. 2.721,4107

Keuntungan

a. Keuntungan yang diperoleh = Harga total produk – Harga total bahan baku

= Rp. 2.721,4107 - Rp. 641,7662

= Rp. 2.079,6445

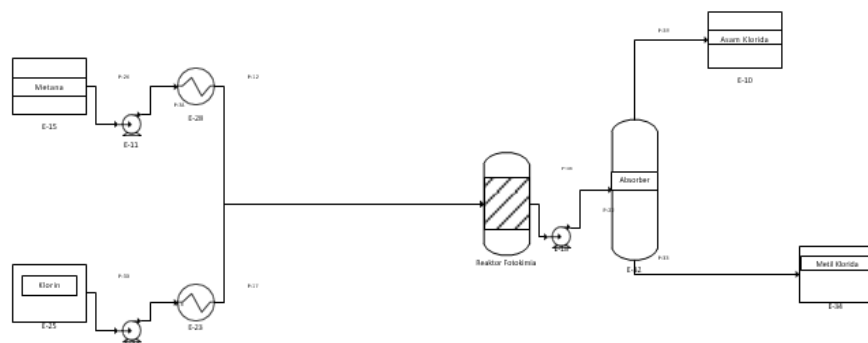
2.3.2 Proses Fotoklorinasi

Proses ini pada reaksi klorinasi metana oleh aktivasi dari reaksi massa dengan radiasi sinar. Adapun pemisahan molekul klorin (Cl₂) menjadi radikal Cl* adalah dengan meradiasikan reaksi massa dengan sumber sinar yang mempunyai radiasi sebesar 3000 – 5000°A. Bahan baku yang digunakan adalah metana dengan kemurnian tinggi. Konversi dari proses ini adalah 90%. Adapun reaktor yang digunakan adalah reaktor fotokimia. Keuntungan dari proses ini adalah dapat mengurangi impuritas yang ada pada klorometana yang dihasilkan.

Reaksi yang terjadi:



Adapun *flowsheet* dasar proses fotoklorinasi dapat dilihat dari Gambar 2.2.



Gambar 2.2 *Flowsheet* Dasar Proses Fotoklorinasi

Analisa Ekonomi Awal

Adapun analisa ekonomi awal proses fotoklorinasi dapat dilihat pada Tabel 2.6.

Tabel 2.7 Analisa Ekonomi Awal Proses Fotoklorinasi

Bahan yang digunakan	Berat Molekul (kg/kmol)	Harga Rp/Kg
Bahan Baku:		
1. Metana	1. 0,01604	1. 26.920,821
2. Klorin	2. 0,070906	2. 5.898,3149
Produk:		
3. Metilen Klorida	3. 0,084933	3. 24.575,9912
4. Asam Klorida	4. 0,036461	4. 17.391,1338

Harga Bahan Baku

- a. Metana = $0,01604 \text{ kg/mol} \times \text{Rp. } 26.920,821$
= Rp. 431,8099
- b. Klorin = $0,070906 \text{ kg/mol} \times \text{Rp. } 5.898,3149$
= Rp. 418,2259

Harga Total Bahan Baku

$$= \text{Rp. } 431,8099 + \text{Rp. } 418,2259$$

$$= \text{Rp. } 850,0358$$

Harga Produk

Metilen Klorida = $0,084933 \text{ Kg/Kmol} \times \text{Rp. } 24.575,9912$
= Rp. 2.087,3126

Asam Klorida = $0,036461 \text{ Kg/Kmol} \times \text{Rp. } 17.391,1338$
= Rp. 634,0981

Harga Total Produk

$$= \text{Rp. } 2.087,3126 + \text{Rp. } 634,0981$$

$$= \text{Rp. } 2.721,4107$$

Keuntungan

a. Keuntungan yang diperoleh = Harga total produk – Harga total bahan baku
= Rp. 2.087,4107 - Rp. 850,0358
= Rp. 1.237,3749

2.4 Perbandingan Proses

Adapun kelebihan dan kekurangan dari masing masing proses pembentukan metilen klorida dapat dilihat pada Tabel 2.7.

Tabel 2.8 Perbandingan Proses

Keterangan	Termal Klorinasi	Fotoklorinasi
Temperatur reaksi (°C)	275 – 450 °C	3000 – 5000 °C
Konversi proses	95%	90%
Impuritas	Sedikit	Sensitif
Biaya	Ekonomis	Tinggi
Yield	80-92%	-
Katalis	Alumina	-
Reaktor	<i>Fixed bed multitube</i>	Fotokimia
Bahan baku	Metil klorida, klorin	Metana, Klorin
Reaksi	Eksotermis	Eksotermis

Dari ketiga uraian proses diatas maka dalam praperancangan pabrik metilen klorida ini akan dilakukan dengan proses termalklorinasi dengan pertimbangan:

1. Yield yang diperoleh sekitar 80-92%.
2. Reaktor yang digunakan dalam skala besar.
3. Biaya ekonomis dan keuntungan yang besar.

2.5 Tinjauan Termodinamika

Dengan reaksi:



Penjelasan tinjauan termodinamika dapat dilihat pada Tabel 2.8.

Tabel 2.9 Tinjauan Termodinamika

Komponen	Harga ΔH°_f (kJ/mol)
CH ₃ Cl	-86,36 kJ/mol
Cl ₂	-
CH ₂ Cl ₂	-95,46 kJ/mol

HCl	-92,36 kJ/mol
-----	---------------

Sumber: (Smith Van Ness, 1987)

$$\Delta H \text{ reaksi} = \Delta H^{\circ} \text{f produk} - \Delta H^{\circ} \text{f reaktan}$$

$$\Delta H \text{ reaksi} = (\Delta H^{\circ} \text{f CH}_2\text{Cl}_2 + \text{HCl}) - (\Delta H^{\circ} \text{f CH}_3\text{Cl} + \text{Cl}_2)$$

$$\Delta H \text{ reaksi} = (-95,46 \text{ kJ/mol}) + (-92,36 \text{ kJ/mol}) - (-86,36 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta H \text{ reaksi} = (-187,82 \text{ kJ/mol}) - (-86,36 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta H \text{ reaksi} = (-101,46 \text{ kJ/mol}) \text{(eksotermis)}$$

Reaksi diatas bersifat eksotermis karena ΔH reaksi bernilai negatif.

BAB III

NERACA MASSA

Penentuan kapasitas peralatan pabrik serta kebutuhan energi suatu pabrik, diperlukan perhitungan terhadap neraca massa yang masuk dan keluar dari suatu peralatan. Neraca ini sangat diperlukan dalam penentuan spesifikasi setiap peralatan proses. Demikian juga ukuran peralatan ditentukan oleh jumlah massa yang harus ditangani. Dalam perancangan pabrik metilen klorida (CH_2Cl_2) neraca massa disusun secara berkesinambungan (*continue*).

3.1 Neraca Massa

Neraca massa merupakan penerapan daripada prinsip kekekalan massa pada satuan proses. Hukum kekekalan massa menyatakan bahwa “massa tidak dapat diciptakan dan tidak dapat dimusnahkan tetapi dapat diubah dari satu bentuk ke bentuk yang lain”. Perubahan dapat terjadi bila terjadi perubahan energi, tetapi dalam reaksi kimia perubahan massa kecil sekali sehingga prinsip kekekalan massa dapat diberlakukan. Hukum kekekalan massa tidak berlaku pada reaksi-reaksi fusi dan fisi dimana perubahan massa jauh lebih besar daripada reaksi kimia biasa.

Dalam penentuan neraca massa dari suatu sistem atau peralatan diperlukan adanya batasan-batasan dari sistem yang ditinjau. Perhitungan neraca massa pada sistem kontinyu dianggap dalam keadaan tunak (*steady state*). Aliran proses yang mempunyai lebih dari satu komponen, perhitungan neraca massa dilakukan pada masing-masing komponen disamping perhitungan neraca massa total. Persamaan umum untuk setiap proses yang terjadi dapat ditulis”

$$\text{Massa masuk} = \text{massa keluar} + \text{akumulasi}$$

Untuk proses *steady state* pada sistem mempunyai laju, komposisi, massa, temperatur yang tetap dan tidak terjadi reaksi kimia, maka akumulasi dalam sistem adalah nol. Sehingga persamaan neraca massanya dapat dituliskan:

$$\text{Massa keluar} = \text{massa masuk}$$

3.2 Langkah Pembuatan Neraca Massa

Menurut Himmelblau (1989) langkah-langkah yang ditempuh dalam pembuatan neraca massa adalah sebagai berikut:

1. Menggambarkan diagram proses dengan aliran-aliran yang diperlukan.
2. Menuliskan besaran, data yang diketahui dan data yang diperlukan pada diagram tersebut.
3. Memeriksa apakah ada komposisi atau massa pada setiap aliran yang langsung dapat diketahui atau dihitung.
4. Menetapkan dasar perhitungan, semua perhitungan bahan atau komponen harus didasarkan pada dasar yang sama.
5. Jumlah besaran yang diketahui harus dihitung tidak boleh melebihi jumlah persamaan neraca bahan independen yang ada.
6. Jika jumlah persamaan neraca massa bahan yang diketahui melebihi, perlu dipilih persamaan-persamaan yang digunakan untuk menyelesaikan persoalan.
7. Membuat persamaan sesuai dengan jumlah yang tidak diketahui.
8. Menyelesaikan persamaan untuk mendapatkan yang belum diketahui.

Sedangkan cara perhitungan neraca massa menurut Reklaitis (1983), yaitu dengan langkah-langkah sebagai berikut:

1. Menggambarkan diagram proses dengan aliran-aliran yang diperlukan.
2. Menuliskan besaran, data yang diketahui dan data yang diperlukan dalam diagram tersebut.
3. Menentukan derajat kebebasan atau *degree of freedom* dari masing-masing proses dan proses secara keseluruhan.
4. Menyusun persamaan untuk menyelesaikan persoalan.
5. Menyelesaikan persamaan yang dimulai dari proses yang derajat kebebasannya sama dengan 0.
6. Selanjutnya disusun tabel derajat kebebasan yang baru untuk menyelesaikan persamaan yang derajat kebebasannya sama dengan nol, begitu seterusnya sehingga semua persamaan dapat diselesaikan.

3.3 Hasil Perhitungan Neraca Massa

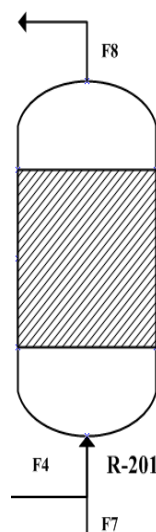
Perhitungan neraca massa dilakukan untuk keadaan proses sudah mencapai keadaan *steady state*. Semua kapasitas dinyatakan perjam. Perhitungan neraca massa pada prarancangan pabrik metilen klorida dari metil klorida dan klorin adalah sebagai berikut:

Basis Perhitungan	= 1 Jam Operasi
Satuan	= kg/jam
Waktu Operasi	= 330 hari/tahun
Bahan Baku	= Metil Klorida dan Klorin
Produk Akhir	= Metilen Klorida
Kapasitas Produksi	= 80.000 ton/tahun
	$= \frac{80.000 \text{ Ton}}{1 \text{ Tahun}} \times \frac{1 \text{ Tahun}}{330 \text{ Hari}} \times \frac{1 \text{ Hari}}{24 \text{ Jam}} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ Ton}}$
	= 10.101,0101 kg/jam

3.3.1 Plug Flow Reactor (R-201)

Plug Flow Reactor (R-201) berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi klorinasi antara metil klorida (CH_3Cl) dan klorin (Cl_2) sehingga menghasilkan metilen klorida dan hidrogen klorida yang akan dimurnikan pada proses berikutnya. Reaktor ini beroperasi pada temperatur 300°C dan tekanan sebesar 3 atm.

Reaksi: $\text{CH}_3\text{Cl} + \text{Cl}_2 \rightarrow \text{CH}_2\text{Cl}_2 + \text{HCl}$



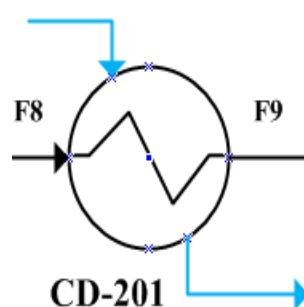
Gambar 3.1 Reaktor PFR (R-201)

Tabel 3.1 Neraca Massa Total Reaktor PFR (R-201)

Komponen	<i>Flow Inlet</i>		<i>Flow Outlet</i>	
	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam
CH ₃ Cl	124,56	6.289,39	6,22	314,48
Cl ₂	118,33	8.390,21	-	-
CH ₂ Cl ₂	0,62	53,16	118,93	10.103,65
HCl	0,59	21,68	118,93	4.336,30
Total	244,12	14.754,45	244,12	14.754,45

3.3.2 Kondenser (CD-201)

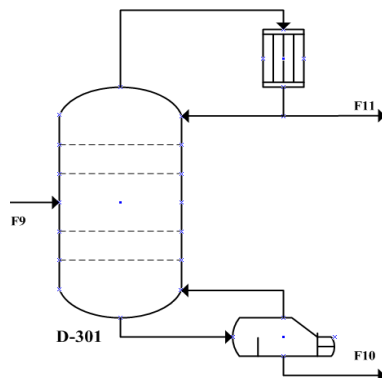
Kondenser (CD-201) berfungsi untuk mengkondensasikan dan menurunkan temperatur umpan hingga 9°C sebelum dialirkan ke distilasi I (D-301).

**Gambar 3.2** Kondenser (CD-201)**Tabel 3.2** Neraca Massa Total Kondenser (CD-201)

Komponen	Masuk (F8)	Keluar (F9)	
	Masuk Kg/jam	Keluaran <i>Vapour</i> Kg/jam	Keluaran <i>Liquid</i> Kg/jam
CH ₃ Cl	314,48	169,90	145,80
Cl ₂	-	-	-
CH ₂ Cl ₂	10.103,65	988,05	9.114,30
HCl	4.336,30	3.904,30	432,10
Sub Total	14.754,45	5.062,25	9.691,70
Total	14.754,45	14.754,45	

3.3.3 Distilasi I (D-301)

Distilasi (D-301) berfungsi sebagai tempat terjadinya pemisahan metilen klorida dari campuran lainnya berdasarkan perbedaan titik didih yang diharapkan produk atas adalah metil klorida yang tersisa dan hidrogen klorida, sedangkan produk bawah adalah metilen klorida dan hidrogen klorida dengan kemurnian 99%.



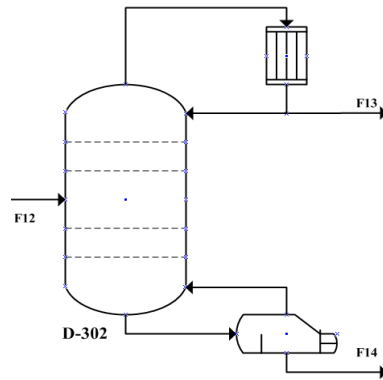
Gambar 3.3 Distilasi I (D-301)

Tabel 3.3 Neraca Massa Total Distilasi I (D-301)

Komponen	<i>Flow Inlet (F9)</i>	<i>Flow Top Outlet (F11)</i>	<i>Flow Bottom Outlet (F10)</i>
	Massa (Kg/Jam)	Massa (Kg/Jam)	Massa (Kg/Jam)
CH ₃ Cl	314,48487	314,0062	1,01025
Cl ₂	-	-	-
CH ₂ Cl ₂	10.103,6591	-	10.101,48975
HCl	4.336,30633	4.337,938	-
Sub Total	14.754,45	4.651,945	10.102,5003
Total	14.754,45	14.754,45	

3.3.4 Distilasi II (D-302)

Distilasi (D-302) berfungsi sebagai tempat terjadinya pemisahan metilen klorida dari campuran lainnya berdasarkan perbedaan titik didih yang diharapkan produk atas adalah hidrogen klorida, sedangkan produk bawah adalah metil klorida yang selanjutnya akan di *recycle*.



Gambar 3.4 Distilasi II (D-302)

Tabel 3.4 Neraca Massa Total Distilasi II (D-302)

Komponen	<i>Flow Inlet</i>	<i>Flow Top Outlet</i>	<i>Flow Bottom Outlet</i>
	Massa (Kg/Jam)	Massa (Kg/Jam)	Massa (Kg/Jam)
CH ₃ Cl	314,0062	0,8673926	313,8480648
Cl ₂	-	-	-
CH ₂ Cl ₂	-	-	-
HCl	4.337,938	4.336,095	1,1339352
Sub Total	4.651,945	4.336,963	314,982
Total	4.651,945	4.651,945	

BAB IV

NERACA ENERGI

Neraca energi adalah cabang keilmuan yang mempelajari kesetimbangan energi dalam sebuah sistem. Neraca energi dibuat berdasarkan pada hukum pertama termodinamika yang menyatakan kekekalan energi yaitu energi tidak dapat dimusnahkan atau dibuat hanya dapat diubah bentuknya.

Neraca energi merupakan persamaan matematis yang menyatakan hubungan antara energi masuk dan energi keluar suatu sistem yang berdasarkan pada satuan waktu operasi. Perumusan neraca energi suatu sistem mirip dengan perumusan neraca massa. Namun, terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu sistem dapat berupa sistem tertutup namun tidak terisolasi (tidak dapat terjadi perpindahan massa namun dapat terjadi perpindahan panas) dan hanya terdapat satu neraca energi untuk satu sistem (tidak seperti neraca massa yang memungkinkan adanya beberapa neraca komponen).

Neraca energi merupakan persamaan matematis yang menyatakan hubungan antara panas masuk dengan panas keluar dari suatu sistem. Konsepnya sama dengan neraca massa, yaitu:

$$E = E_i - E_o \dots\dots\dots (4.1)$$

Dimana:

E = Akumulasi panas

E_i = Panas masuk

E_o = Panas keluar

Persamaan energi pada proses-proses industri biasanya dapat disederhanakan untuk proses-proses tanpa terakumulasi, sehingga persamaan 3.3 di atas menjadi lebih sederhana, yaitu (Himmelblue, 1982) :

$$E_i = E_o \dots\dots\dots (4.2)$$

Jumlah panas masuk dan jumlah bahan panas keluar suatu peralatan proses dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \dots\dots\dots (4.3)$$

Di mana:

Q = Jumlah panas yang dihasilkan, (kj/jam)

m = Massa, (kg/jam)

C_p = Panas spesifik, (kj/kmol.K)

Δt = Perubahan temperatur bahan, (K)

(Reklaitis, 1983)

Istilah-istilah yang sering dijumpai dalam perhitungan neraca energi adalah:

1. *Enthalpy* (H)

Enthalpy merupakan jumlah energi dalam dan perkalian antara tekanan dengan volume, perubahan *enthalpy* merupakan panas yang diserap atau panas yang dilepaskan dari sistem.

2. Kapasitas Panas (C_p)

Kapasitas panas merupakan energi yang dibutuhkan oleh suatu zat untuk menaikkan suhunya 1°C, energi ini dapat diberikan dengan cara pemindahan panas dalam proses tertentu.

3. Panas Reaksi dan Panas Standar

Panas reaksi dan panas standar merupakan perubahan *enthalpy* sebelum dan setelah reaksi terjadi. Panas reaksi standar terjadi pada tekanan 1 atm dan temperatur 25°C.

4. Panas Pembentukan Standar

Panas pembentukan standar merupakan panas reaksi yang khusus, panas yang diperlukan untuk pembentukan senyawa dari unsur-unsurnya.

5. Panas *Sensible*

Panas *sensible* adalah panas yang dibutuhkan oleh zat untuk menaikkan atau menurunkan suhunya pada fasa zat tetap.

6. Panas Laten

Panas laten adalah panas yang dibutuhkan oleh suatu zat untuk mengubah fasanya.

Untuk mempermudah penentuan neraca energi perlu ditetapkan dasar-dasar perhitungan antara lain:

Temperatur referensi : 25°C

Basis perhitungan : 1 jam

Satuan operasi energi : kilojoule/kilomol. K

Suatu neraca energi memiliki persamaan:

1. Untuk persamaan *unsteady state*
(Energi masuk) – (Energi keluar) + (Energi panas di tambah kesistem (kerja dilakukan system) = (Energi terakumulasi)(4.4)
2. Untuk persamaan *steady state*
(Energi masuk) – (Energi keluar) = (Energi terakumulasi)(4.5)
3. Persamaan energi pada proses-proses industri biasanya dapat disederhanakan untuk proses-proses tanpa terakumulasi, sehingga persamaan diatas menjadi lebih sederhana, yaitu (Himmelblue,1982)
 $E_i = E_o$ (4.6)

4.1 Hasil Perhitungan Neraca Energi

Perhitungan neraca energi dilakukan untuk keadaan proses sudah mencapai keadaan *steady state*. Laju alir panas dihitung untuk setiap 1 jam.

4.1.1 Heater (HE-100)

Tabel 4.1 Neraca Energi Total pada *Heater* (HE-100)

Komponen	Neraca Energi <i>Heater</i> (HE-100)	
	Panas Masuk (Kj/Jam)	Panas Masuk (Kj/Jam)
CH ₃ Cl	203.755,4624	1.641.258,813
CH ₂ Cl ₂	127,4242867	910,9712081
Q _{penguapan}	0,000	143,7475071
Q _{steam}	1.438.430,64	0,000
Total	1.642.313,531	1.642.313,531
Selisih	-	

4.1.2 Heater (HE-101)

Tabel 4.2 Neraca Energi Total pada *Heat Exchanger* (E-101)

Komponen	Neraca Energi <i>Heater</i> (HE-101)	
	Panas Masuk (Kj/Jam)	Panas Masuk (Kj/Jam)
Cl ₂	160.623,3179	1.155.147,06
HCl	1.664,582333	4.784,640508
Q _{penguapan}	0,000	1.885,300781
Q _{steam}	899.529,10	0,000
Total	1.161.817,004	1.161.817,004
Selisih	-	

4.1.3 Reaktor (PFR-100)

Tabel 4.3 Neraca Energi Total pada Reaktor (PFR-100)

Komponen	Panas Masuk (Q _{in} .kj/jam)	Panas Keluar (Q _{out} .kj/jam)
CH ₃ Cl	1.750.106,17	135.347,74
Cl ₂	1.147.537,44	2,82
CH ₂ Cl ₂	10.538,63	3.052.079,05
HCl	4.784,64	3.381.659,05
Q _{reaksi}	187.991.986,89	-
Q _{pendingin}	-	186.335.946,88
Total	190.905.053,76	190.905.053,76
Selisih	-	

4.1.4 *Condenser* (C-205)

Tabel 4.4 Neraca Energi Total pada *Condenser* (C-205)

Komponen	Neraca Panas <i>Condensor</i> (C-205)	
	Q _{in}	Q _{out}
CH ₃ Cl	1.641.258,813	161.899,8712
CH ₂ Cl ₂	833,0759663	101,0670546
HCl	0,000	0,000

$Q_{\text{pengembunan}}$	2.441.661,779	0.000
Q_{steam}	0.000	3921802,729
Total	4.083.803,668	4.083.803,668
Selisih	.	

4.1.5 Distilasi (D-301)

Tabel 4.5 Neraca Energi Total pada Distilasi (D-301)

Komponen	Neraca Energi Distilasi (D-301)		
	Q_{in}	Q_{out}	
		<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
CH_3Cl	25.898,5465	1,680220765	23.975,73371
Cl_2	0,71200773	0,000	0,692915758
CH_2Cl_2	0,000	0,000	0,000
HCl	374.756,959	378.013,3122	133,5651555
$Q_{\text{kondensor}}$	0,000	-353.905,0006	
Q_{reboiler}	-352436,2339	0,000	
Total	48.219,98357	48.219,98357	
Selisih	-		

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

Dari hasil perhitungan peralatan pada neraca massa dan energi, maka disusun data spesifikasi peralatan yang akan digunakan pada prarancangan pabrik pembuatan Metilen Klorida sebagai berikut:

5.1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku Metil Klorida (T-101)

Fungsi	: Untuk menyimpan bahan baku Metil Klorida dalam fasa cair.
Kode	: T-101
Jenis	: Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-285 Grade A</i>
Kondisi penyimpanan	: Cair
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 9 atm
Diameter tangki	: 15,3097 m
Volume	: 4.229,1529 m ³
Tinggi tangki	: 26,7919 m
Jumlah	: 2 unit

5.2 Tangki Penyimpanan Bahan Baku Klorin (T-102)

Fungsi	: Untuk menyimpan bahan baku klorin dalam dalam fasa cair.
Kode	: T-102
Jenis	: Silinder vertikal dengan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade A</i>
Kondisi penyimpanan	: Cair
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 9 atm
Diameter tangki	: 10,3970 m
Volume	: 1.324,5709 m ³

Tinggi tangki : 10,3970 m
 Jumlah : 2 unit

5.3 Tangki Penyimpanan Produk Metilen Klorida (T-301)

Fungsi : Untuk menyimpan produk Metilen Klorida dalam fasa cair.
 Kode : T-301
 Jenis : Silinder vertikal dengan tutup *ellipsoidal*
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade A*
 Kondisi penyimpanan : Cair
 Suhu : 30 °C
 Tekanan : 3 atm
 Diameter tangki : 17,8954 m
 Volume : 6.754,2760 m³
 Tinggi tangki : 31,1754 m
 Jumlah : 2 unit

5.4 Tangki Penyimpanan Produk Hidrogen Klorida (T-302)

Fungsi : Untuk menyimpan produk Hidrogen Klorida dalam fasa cair.
 Kode : T-301
 Jenis : Silinder vertikal dengan tutup *ellipsoidal*
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade A*
 Kondisi penyimpanan : Cair
 Suhu : -84,26 °C
 Tekanan : 3 atm
 Diameter tangki : 48,1576 m
 Volume : 131.628,9051 m³
 Tinggi tangki : 84,2759 m
 Jumlah : 2 unit

5.5 Pompa (P-301)

Nama	: Pompa
Kode	: P-301
Fungsi	: Menaikkan Tekanan Keluaran Bawah Distilasi (D-301) menuju Tangki Produk Hidrogen Klorida (T-301) dari tekanan 1 atm menjadi 3 atm.
Jumlah pompa	: 2 unit (1 <i>ready</i> 1 <i>stand by</i>)
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Tipe/jenis pompa	: <i>Centrifugal Pump</i>

Spesifikasi pompa

Efisiensi pompa	: 75 %
Power pompa	: 7,75 hp/ 7,5 kW

Kondisi Operasi

Laju Alir	: 20.205 kg/jam
<i>Suction</i>	: Tekanan, P1 = 1 atm
<i>Discharge</i>	: Tekanan, P2 = 3 atm
<i>Nominal Pipe Size (NPS)</i>	: 3 in
<i>Schedule number (Sch)</i>	: 40
<i>Inside Diameter (ID)</i>	: 3,068 in
<i>Outside Diameter (OD)</i>	: 3,5 in
Densitas	: 1.292,3013 kg/m ³

5.6 Pompa (P-302)

Nama	: Pompa
Kode	: P-302
Fungsi	: Menaikkan Tekanan Keluaran Atas Distilasi (MD-301) menuju ke Distilasi (MD-302) dari tekanan 1 atm menjadi 3 atm.
Jumlah pompa	: 2 unit (1 <i>ready</i> 1 <i>stand by</i>)
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Tipe/jenis pompa	: <i>Centrifugal Pump</i>

Spesifikasi pompa

Efisiensi pompa	: 75 %
-----------------	--------

Power pompa : 3,88 hp/ 3 kW

Kondisi Operasi

Laju Alir : 9.393,89 kg/jam

Suction : Tekanan, P1 = 1 atm

Discharge : Tekanan, P2 = 3 atm

Nominal Pipe Size (NPS) : 2,5 in

Schedule number (Sch) : 40

Inside Diameter (ID) : 2,469 in

Outside Diameter (OD) : 2,875 in

Densitas : 1.183,8497 kg/m³

5.7 Pompa (P-303)

Nama : Pompa

Kode : P-303

Fungsi : Menaikkan Tekanan Keluaran Atas Distilasi (MD-301) menuju Tangki (T-302) dari tekanan 1 atm menjadi 3 atm.

Jumlah pompa : 2 unit (1 *ready* 1 *stand by*)

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel (austenitic)* AISI tipe 316

Tipe/jenis pompa : *Centrifugal Pump*

Spesifikasi pompa

Efisiensi pompa : 75 %

Power pompa : 3,62 hp/ 3 kW

Kondisi Operasi

Laju Alir : 8.673,65 kg/jam

Suction : Tekanan, P1 = 1 atm

Discharge : Tekanan, P2 = 3 atm

Nominal Pipe Size (NPS) : 2 in

Schedule number (Sch) : 40

Inside Diameter (ID) : 2,067 in

Outside Diameter (OD) : 2,375 in

Densitas : 1.191,46 kg/m³

5.8 Pompa (P-304)

Nama	: Pompa
Kode	: P-304
Fungsi	: Menaikkan Tekanan Keluaran Bawah Distilasi (D-302) menuju Heater (E-301) dari tekanan 1 atm menjadi 9 atm.
Jumlah pompa	: 2 unit (1 <i>ready</i> 1 <i>stand by</i>)
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Tipe/jenis pompa	: <i>Centrifugal Pump</i>

Spesifikasi pompa

Efisiensi pompa	: 75 %
Power pompa	: 12,43 hp/ 11 kW

Kondisi Operasi

Laju Alir	: 629,964 kg/jam
<i>Suction</i>	: Tekanan, P1 = 1 atm
<i>Discharge</i>	: Tekanan, P2 = 9 atm
<i>Nominal Pipe Size</i> (NPS)	: 2 in
<i>Schedule number</i> (Sch)	: 40
<i>Inside Diameter</i> (ID)	: 2,067 in
<i>Outside Diameter</i> (OD)	: 2,375 in
Densitas	: 995,0239 kg/m ³

5.9 Vaporizer (V-101)

Nama	: <i>Vaporizer</i>
Kode	: V-101
Fungsi	: Menaikkan suhu Metil Klorida dari 30°C menjadi 150°C sebelum memasuki ekspander (K-101).
Jumlah unit	: 1 unit
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-51670</i>
Tipe/jenis HE	: <i>4-8 Shell and tube heat exchanger</i>

Jumlah <i>Passes</i>	: Shell Side : 4 <i>Passes</i> : Tube Side : 8 <i>Passes</i>
Dimensi	: ID Shell = 19,25 in : OD, BWG Tube = 0,25 in, 16 : ID Tube = 0,12 in
Pitch	: 1 in, <i>Triangular</i>
Kondisi Operasi	
Fluida Panas	= <i>Steam</i> Suhu Masuk (T1) = 310°C = 590°F Suhu Keluar (T2) = 42,87°C = 109,18°F Laju Alir = 1.084,78 kg/hr
Fluida Dingin	=Metil Klorida Suhu Masuk (t1) = 30°C = 40,59°F Suhu Keluar (t2) = 150°C = 572°F Laju Alir = 6.342,6 kg/hr

5.10 Heat Exchanger

Nama	: <i>Heat Exchanger (E-102)</i>
Kode	: E-102
Fungsi	: Menaikkan suhu klorin dari 73°C menjadi 300 °C : sebelum memasuki reaktor.
Jumlah unit	: 1 unit
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-51670</i>
Tipe/jenis HE	: <i>3-6 Shell and tube heat exchanger</i>
Jumlah <i>Passes</i>	: Shell Side : 3 <i>Passes</i> : Tube Side : 6 <i>Passes</i>
Dimensi	: ID Shell = 19,25 in : OD, BWG Tube = 1,25 in, 16 : ID Tube = 1,15 in
Pitch	: 1.56 in, <i>Triangular</i>
Kondisi Operasi	
Fluida Panas	= <i>Steam</i> Suhu Masuk (T1) = 310°C = 590°F Suhu Keluar (T2) = 42,87°C = 109,18°F

Fluida Dingin : Laju Alir = 1.762 kg/hr
 =Klorin
 Suhu Masuk (t1) = 73°C = 21,59°F
 Suhu Keluar (t2) = 300°C = 572°F
 Laju Alir = 899,529 kg/hr

5.9 Vaporizer (V-102)

Nama : Vaporizer
 Kode : V-102
 Fungsi : Menaikkan suhu klorin dari -5,77°C menjadi 150 °C
 : sebelum memasuki ekspander (K-102).
 Jumlah unit : 1 unit
 Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-51670
 Tipe/jenis HE : 4-8 Shell and tube heat exchanger
 Jumlah Passes : Shell Side : 4 Passes
 : Tube Side : 8 Passes
 Dimensi : ID Shell = 17,25 in
 : OD, BWG Tube = 1,25 in, 16
 : ID Tube = 0,12 in
 Pitch : 1 in, Triangular

Kondisi Operasi

Fluida Panas =Steam
 Suhu Masuk (T1) = 310°C = 590°F
 Suhu Keluar (T2) = 42,87°C = 109,18°F
 Laju Alir = 678,3723 kg/hr
 Fluida Dingin =Klorin
 Suhu Masuk (t1) = -5,77°C = 21,59°F
 Suhu Keluar (t2) = 300°C = 572°F
 Laju Alir = 899,529 kg/hr

5.10 Condenser (C-201)

Nama : Condenser
 Kode : C-201

Fungsi	: Mengkondensasi sebagian dan menurunkan suhu umuan hingga 9°C sebelum masuk ke menara distilasi
Jumlah unit	: 1 unit
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-51670</i>
Tipe/jenis HE	: <i>2-4 Shell and tube heat exchanger</i>
Jumlah <i>Passes</i>	: Shell Side : 2 <i>Passes</i> Tube Side : 4 <i>Passes</i>
Dimensi	: ID Shell = 25 in OD, BWG Tube = 2,25 in, 16 ID Tube = 1,12 in
<i>Pitch</i>	: 1,56 in, <i>Triangular</i>

Kondisi Operasi

Fluida Panas	=Suhu Masuk (T1) = 300°C = 572°F Suhu Keluar (T2) = 9°C = 48,2°F Laju Alir = 14.754,5 kg/hr
Fluida Dingin	=Suhu Masuk (t1) = 3°C = 37,40°F Suhu Keluar (t2) = 90°C = 194°F Laju Alir = 15.047,4 kg/hr

Panas yang dibutuhkan = 3.717.151,30 Btu/jam

5.11 Expander (K-101)

Nama	: <i>Expander</i>
Kode	: K-101
Fungsi	: Menurunkan tekanan produk keluaran Vaporizer (V-101) dari 9 atm menjadi 3 atm.
Bentuk/Tipe	: <i>Centrifugal Expander</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Dimensi	: Efisiensi Kompresor = 75% Daya Blower = -90,084,10 hp Daya Pompa = 7,0716 hp <i>P actual</i> = 9,4288 hp

Kondisi Operasi	Tekanan Masuk	= 9 atm
	Tekanan Keluar	= 3 atm
	Laju alir	= 6.342,5532 kg/jam
	Massa Jenis, ρ masuk	= 8,76963 kg/m ³
Jumlah	: 1 unit	

5.12 *Expander (K-102)*

Nama	: <i>Expander</i>	
Kode	: K-102	
Fungsi	: Menurunkan tekanan produk keluaran Vaporizer (V-102) dari 9 atm menjadi 3 atm.	
Bentuk/Tipe	: <i>Centrifugal Expander</i>	
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>	
Dimensi	Efisiensi Kompresor	= 75%
	Daya Blower	= -92.200,5931 hp
	Daya Pompa	= 7,2377 hp
	P_{actual}	= 9,650 hp
Kondisi Operasi	Tekanan Masuk	= 9 atm
	Tekanan Keluar	= 3 atm
	Laju alir	= 8.411,89 kg/jam
	Massa Jenis, ρ masuk	= 11,363850 kg/m ³
Jumlah	: 1 unit	

5.13 *Heater (E-301)*

Nama	: <i>Heat Exchanger</i>
Kode	: E-301
Fungsi	: Menaikkan suhu keluaran pompa (P-104) dari -24,24°C sampai 30°C.
Jumlah unit	: 1 unit
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-51670</i>
Tipe/jenis HE	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>

Spesifikasi *Double Pipe*

Annulus :

IPS : 3 in
 Sch No. 40
 OD : 3,5 in
 ID : 3,068 in

Inner Pipe :

IPS : 2 in
 Sch No. 40
 OD : 2,38
 ID : 2,067 in

Jumlah *Hairpin* : 1 Buah

Kondisi Operasi

Fluida Panas : *Steam*
 : Suhu Masuk, T_1 = 310 °C = 590 °F
 : suhu keluar, T_2 = 30 °C = 86 °F
 Fluida Dingin : Metil Klorida
 : Suhu masuk, t_1 = -24,29 °C = -11,72 °F
 : Suhu keluar, t_2 = 30 °C = 86 °F

5.14 Menara Distilasi II (MD-302)

Fungsi : Memisahkan metil klorida dengan hidrogen klorida berupa propana dan propilena.
 Jenis : Menara distilasi *tray (plate column)*
 Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade C*
 Diameter *Tray* : 1,5 m
 Diameter Lubang : 0,005 m
Hole Pitch : 0,0125
 Jumlah *Hole* : 205
Tray Spacing : 0,6 m

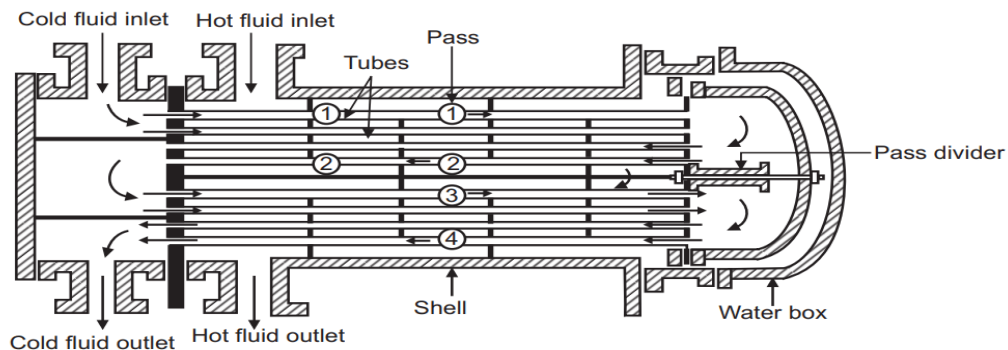
Tray Thickness : 0,003 m
Panjang Weir : 1,2 m
Tinggi Weir : 0,0012
Jumlah Tray : 10 Buah

BAB VI

TUGAS KHUSUS

6.1 *Heat Exchanger* (HE-101) (Safira Ramadani/190140104)

Heat exchanger adalah alat penukar kalor yang berfungsi untuk mengubah temperatur dan fasa suatu jenis fluida. Proses tersebut terjadi dengan memanfaatkan proses perpindahan kalor dari fluida bersuhu tinggi menuju fluida bersuhu rendah. Sebagai alat untuk penukaran panas dari fluida dengan temperatur tinggi ke fluida dengan temperatur rendah, suatu *heat exchanger* diharapkan mempunyai efektivitas yang tinggi. Secara teoritis kenaikan kecepatan aliran akan menaikkan efektivitas. Namun, hal ini membuat waktu kontak menjadi singkat. Dari hasil penelitian didapat bahwa efektivitas naik seiring dengan kenaikan kecepatan hingga suatu harga tertentu dan kemudian akan turun. Efektivitas *Shell-and-Tube Heat Exchanger* lebih tinggi jika udara panas mengalir dengan kecepatan tinggi (di sisi *tube*) dan udara dingin mengalir dengan kecepatan rendah (di sisi *shell*).



Gambar 6.1 *Heat Exchanger*

Di dalam dunia industri peran dari *heat exchanger* sangat penting. Misal dalam industri pembangkit tenaga listrik, *heat exchanger* berperan dalam peningkatan efisiensi sistem. Contohnya adalah ekonomizer, yaitu alat penukar kalor yang berfungsi memanaskan *feed water* sebelum masuk ke boiler menggunakan panas dari *exhaust gas* (gas buang). Selain itu *heat exchanger* juga

merupakan komponen utama dalam sistem mesin pendingin, yaitu berupa *evaporator* dan *condenser*

Kemampuan untuk menerima panas suatu *heat exchanger* dipengaruhi oleh 3 hal :

1. Koefisien overall perpindahan panas (U)

Menyatakan mudah atau tidaknya panas berpindah dari fluida panas ke fluida dingin dan juga menyatakan aliran panas menyeluruh sebagai gabungan proses konduksi dan konveksi.

2. Luas bidang yang tegak lurus terhadap arah perpindahan panas

3. Selisih temperatur rata-rata logaritmik (ΔT LMTD)

6.1.1 Shell and Tube Heat Exchanger

Shell and Tube Heat exchanger merupakan salah satu jenis *heat exchanger*. Jika aliran yang terjadi sangat besar, maka digunakan *shell and tube heat exchanger*, dimana *exchanger* ini adalah yang biasa digunakan dalam proses industri. *Exchanger* ini memiliki aliran yang kontinu. Banyak *tube* yang dipasang secara paralel dan di dalam *tube-tube* ini fluida mengalir. *Tube-tube* ini disusun secara paralel berdekatan satu sama lain di dalam sebuah *shell* dan fluida yang lain mengalir di luar *tube-tube*, tetapi masih dalam *shell*.

Ada dua sisi utama dalam *design* STHE, *Shell Side* dan *Tube Side*. Berdasarkan konstruksinya, STHE dapat dibagi atas beberapa tipe, masing masing tipe diberi kode berdasarkan kombinasi tipe *Front Head*, *Shell*, dan *Rear Head*. Setelah mengetahui karakteristik dari masing masing tipe *shell and tube heat exchanger*, selanjutnya *design* didasarkan atas keperluannya. *Design* yang kompleks biasanya menimbulkan biaya yang lebih mahal dan perawatan yang lebih sulit sehingga biasanya hanya digunakan untuk keperluan yang tidak memungkinkan penggunaan yang lebih simpel. Secara garis besarnya ada dua Tahap *Detail Design* untuk *Shell and Tube Heat Exchanger*, Tahap pertama adalah *Thermal Design* dan selanjutnya diteruskan dengan *Mechanical Design*. *Output* atau hasil yang diperoleh pada *Thermal design* akan menjadi data input untuk *Mechanical design*.

Dari semua tipe *Heat exchanger*, *shell & tube Heat exchanger* yang paling baik digunakan. hal tersebut dapat dikarenakan:

1. STHE memberikan luas permukaan perpindahan panas yang besar dengan volume yang kecil.
2. Memiliki range luas perpindahan panas yang lebar mulai kurang dari 1 meter kuadrat hingga seribuan meter kuadrat dan bahkan lebih.
3. Memiliki rancangan mechanical yang baik, mampu dioperasikan pada tekanan tinggi.
4. Dapat dirancang dengan menggunakan berbagai jenis material.
5. Mudah dibersihkan baik dengan *chemical* maupun *mechanical cleaning*.
6. Memiliki prosedur *thermal* dan *mechanical design* yang baik.
7. Mudah melakukan penggantian untuk komponen atau bagian-bagian yang cukup mudah rusak seperti gasket dan *tube*.

Dalam sistem *shell & tube heat exchanger* besar kecilnya perpindahan panas dalam *Heat exchanger* dipengaruhi oleh:

- a. Luas permukaan perpindahan panasnya
- b. Proses konduksi (tergantung konduktivitas termal bahan materialnya)
- c. Proses konveksinya (tergantung koefisien konveksi , dimana $h = k.Nu/d$)
- d. $Nu =$ bilangan Nuselt (tergantung banyak parameter tergantung rumusnya siapa yang dipakai), untuk rumus sederhananya Nu tergantung Bilangan Reynold (Re) dan Bilangan Prandtl (Pr) fluidanya dan konstantanya.
- e. Re tergantung kecepatan aliran fluida (u), diameter saluran (d), dan kekentalan fluidanya.

6.1.2 Pemilihan Fluida Yang Dilewatkan Pada *Shell* dan *Tube*

Beberapa hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan aliran fluida dalam *shell side* dan *tube side* untuk *shell and tube exchanger* adalah :

- a. Kemampuan untuk dibersihkan (*Cleanability*)

Jika dibandingkan cara membersihkan *Tube* dan *Shell*, maka pembersihan sisi *shell* jauh lebih sulit. Untuk itu fluida yang bersih biasanya dialirkan di sebelah *shell* dan fluida yang kotor melalui *Tube*.

b. Korosi

Masalah korosi atau kebersihan sangat dipengaruhi oleh penggunaan dari paduan logam. Paduan logam tersebut mahal, oleh karena itu fluida dialirkan melalui *Tube* untuk menghemat biaya yang terjadi karena kerusakan *shell*. Jika terjadi kebocoran pada *Tube*, *heat exchanger* masih dapat difungsikan kembali. Hal ini disebabkan karena *Tube* mempunyai ketahanan terhadap korosif, relatif murah dan kekuatan dari small diameter *Tube* melebihi *shell*.

c. Tekanan

Shell yang bertekanan tinggi dan diameter yang besar akan memerlukan dinding yang tebal, hal ini akan memakan biaya yang tidak murah atau mahal. Untuk mengatasi hal itu apabila fluida bertekanan tinggi lebih baik dialirkan melalui *Tube*.

d. Temperatur

Biasanya lebih ekonomis meletakkan fluida dengan temperatur lebih tinggi pada *Tube side*, karena panasnya ditransfer seluruhnya ke arah permukaan luar *Tube* atau ke arah *shell* sehingga akan diserap sepenuhnya oleh fluida yang mengalir di *shell*. Jika fluida dengan temperatur lebih tinggi dialirkan pada *shell side*, maka transfer panas tidak hanya dilakukan ke arah *Tube*, tapi ada kemungkinan transfer panas juga terjadi ke arah luar *shell* (ke lingkungan).

e. Viskositas

Fluida yang *viscous* atau yang mempunyai *low transfer rate* dilewatkan melalui *shell* karena dapat menggunakan *baffle*. Koefisien *heat transfer* yang lebih tinggi dapat diperoleh dengan menempatkan fluida yang lebih *viscous* pada *shell side* sebagai hasil dari peningkatan turbulensi akibat aliran *crossflow* (terutama karena pengaruh *baffles*). Biasanya fluida dengan viskositas > 2 cSt dialirkan di *shell side* untuk mengurangi luas permukaan perpindahan panas yang diminta. Koefisien perpindahan panas yang lebih tinggi terdapat pada *shell side*, karena aliran turbulen akan terjadi melintang melalui sisi luar *tube* dan *baffle*.

6.1.3 Bagian – bagian Shell and Tube Heat Exchanger

Secara keseluruhan komponen utama penyusun *shell and tube heat exchanger* adalah:

1. *Shell*

Biasanya berbentuk silinder yang berisi *tube bundle* sekaligus sebagai wadah mengalirnya zat.

2. *Head stationer*

Head stationer merupakan salah satu bagian ujung dari penukar panas. Pada bagian ini terdapat saluran masuk fluida yang mengalir ke dalam *tube*.

3. *Head* bagian belakang

Head bagian belakang ini terletak diujung lain dari alat penukar panas.

4. *Baffle* (sekat)

Baffle adalah yang digunakan untuk membelokkan atau membagi aliran dari fluida dalam alat penukar panas. Untuk menentukan sekat diperlukan pertimbangan teknis dan operasional.

6.1.4 Keuntungan Shell and Tube Exchanger

Keuntungan dari *shell & tube exchanger* adalah :

1. Memiliki permukaan perpindahan panas persatuan volume yang lebih besar.
2. Mempunyai susunan mekanik yang baik dengan bentuk yang cukup baik untuk operasi bertekanan.
3. Tersedia dalam berbagai bahan konstruksi.
4. Prosedur pengopersian lebih mudah.
5. Metode perancangan yang lebih baik telah tersedia.
6. Pembersihan dapat dilakukan dengan mudah.

Adapun rangkuman spesifikasi *Heat exchanger* yang digunakan pada prarancangan pabrik metilen klorida dengan proses *thermal chlorination* dapat dilihat pada Tabel 6.1

Tabel 6.1 Spesifikasi Heat Exchanger Pada Pabrik Metilen Klorida

Fungsi	Menaikkan suhu metil Klorida dari 30°C menjadi 300 °C sebelum memasuki reaktor (R-201).	
Kode	HE-101	
Jenis	1-2 <i>Shell and Tube Exchanger</i> Dipakai 0,75 in OD <i>Tube</i> 16 BWG, 2 passes	
Dimensi	Diameter <i>shell</i>	13,25 in
	Diameter luar <i>Tube</i> (OD)	0,75 in
	Jumlah <i>Tube</i>	94 <i>tube</i>
	Triangular Pitch (PT)	1 in <i>Triangular pitch</i>
	Panjang <i>Tube</i> (L)	16 ft
	Jumlah <i>baffle</i>	17
Rancangan Alat	Bahan Konstruksi	<i>Stainless SA240 Grade M</i>

6.2 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-201) (Mhd. Mahendra/190140086)

Reaktor adalah suatu alat proses yang merupakan tempat terjadinya suatu reaksi berlangsung, baik itu reaksi kimia atau nuklir namun bukan secara fisika. Reaktor kimia adalah segala tempat terjadinya reaksi kimia baik dalam ukuran kecil seperti tabung reaksi sampai ukuran yang besar seperti reaktor skala industri. Salah satu reaktor yang mekanismenya cukup sederhana dibandingkan dengan reaktor-reaktor yang digunakan pada industri kimia adalah reaktor alir pipa. Reaktor tipe ini termasuk jenis reaktor kimia khusus, yaitu *fixed bed multitube reactor* yang mana terdiri dari lebih dari satu pipa yang berisi tumpukan katalis dan dioperasikan secara vertikal.

Reaktor jenis ini biasanya digunakan untuk reaktan dalam fasa gas. Reaksi kimia terjadi di sepanjang pipa, jadi semakin panjang pipa maka konversinya juga akan semakin tinggi. Reaktor ini memiliki karakteristik dalam mekanisme reaksi yang pada umumnya seperti:

1. Dapat digunakan untuk mereaksikan dua gas sekaligus.

2. Kapasitas produksi yang cukup tinggi.
3. Pemakaiannya tidak terbatas pada kondisi reaksi tertentu (eksotermis dan endotermis) sehingga pemakaian lebih *flexible*.
4. Aliran fluida mendekati *plug flow*, sehingga dapat diperoleh hasil konversi yang tinggi.
5. Reaktan berdifusi ke permukaan katalis serta reaksi terjadi pada permukaan katalis.
6. *Pressure drop* rendah

6.2.1 Prinsip Kerja Reaktor

Reaktor *fixed bed multitube* merupakan reaktor dimana gas bereaksi dengan cara melewati *tube* (pipa) dengan kecepatan tinggi. Reaktor *fixed bed multitube* pada hakikatnya hampir sama dengan pipa dan relatif cukup mudah dalam perancangannya. Produk secara selektif ditarik dari reaktor sehingga keseimbangan dalam reaktor secara kontiniu bergeser membentuk lebih banyak produk. Dalam reaktor *fixed bed multitube*, satu atau lebih reaktan dipompakan kedalam suatu pipa. Beberapa hal penting dalam reaktor alir pipa adalah:

1. Perhitungan dalam reaktor *fixed bed multitube* mengasumsikan tidak teradinya pencampuran dan reaktan bergerak secara aksial bukan radial.
2. Katalisator dapat dimasukkan melalui titik yang berbeda dari titik masukan dimana katalisator ini diharapkan dapat mengoptimalkan reaksi dan terjadi penghematan.
3. Umumnya reaktor *fixed bed multitube* memiliki konversi yang lebih besar dibandingkan dengan reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dalam volume yang sama, artinya dengan waktu tinggal yang sama reaktor alir pipa memberikan hasil yang lebih besar dibandingkan RATB.

Reaktor *fixed bed multitube* pada perancangan ini berfungsi untuk berlangsungnya reaksi *thermal chlorination*. Adapun langkah yang dilakukan dalam, perancangan reaktor adalah:

1. Menentukan kondisi operasi.
2. Melakukan perhitungan Neraca Massa.
3. Menghitung densitas, laju alir volumetrik serta kinetika reaksi.

4. Menghitung waktu tinggal serta volume reaktor.
5. Menghitung dimensi reaktor (diameter reaktor, tinggi reaktor, tebal *shell*, tebal *head*, tinggi *head*, serta tinggi dan berat keseluruhan).

6.2.2 Pemilihan Jenis Reaktor

Pemilihan jenis reaktor dipengaruhi oleh faktor-faktor sebagai berikut:

1. Fasa reaktan dan hasil reaksi
2. Tipe reaksi dan persamaan kecepatan reaksi serta ada tidaknya reaksi samping
3. Kapasitas Produksi
4. Kemampuan reaktor untuk menyediakan permukaan yang cukup untuk perpindahan panas.

6.2.2.1 Menentukan Jenis Reaktor

Reaktor yang dipilih adalah reaktor *fixed bed multitube* dengan beberapa alasan pemilihan seperti:

1. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fase gas dengan katalis padat.
2. Umur katalis Panjang
3. Reaksi berjalan secara kontinyu.
4. Jenis reaksinya adalah eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin dapat berlangsung secara optimal.
5. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
6. Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*.
7. Asumsi pencampuran sempurna sepanjang arah aliran.

6.2.2.2 Menentukan Bahan Konstruksi Reaktor

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316* dengan pertimbangan:

1. Tahan terhadap korosi, faktor korosi (C) = 0,025 in/tahun
2. Mempunyai *allowable stress* yang cukup tinggi yaitu 12.650 psi
3. Bisa digunakan pada temperatur diatas 300°C

4. Tipe pengelasan yaitu *Double Welded Bult Joint* ($E = 0,80$)

Adapun rangkuman spesifikasi reaktor yang digunakan pada prarancangan pabrik metilen klorida dengan proses *thermal chlorination* adalah sebagai berikut:

Tabel 6.2 Spesifikasi Reaktor PFR R-201

Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi <i>thermal chlorination</i> menjadi metilen klorida.	
Kode	R-201	
Alasan Pemilihan	a. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fasa gas. b. Reaksi bersifat eksotermis.	
Jenis	Reaktor <i>fixed bed multitube</i>	
Kondisi Operasi	Tekanan	: 3 atm
	Temperatur	: 300°C
Dimensi	Diameter dalam pipa (IDt)	: 0,04826 m
	Diameter luar pipa	: 0,04089 m
	Jumlah <i>tube</i>	: 596 buah
	Jenis <i>pitch</i>	: <i>Triangular pitch</i>
	Diameter dalam <i>shell</i>	: 1,5 m
	Diameter luar <i>shell</i>	: 1,51 m
	Tinggi <i>shell</i>	: 7,3152 m
	Tipe <i>Head</i>	: <i>Elliptical flanged and dished head</i>
	Tebal <i>head</i>	: 0,625 m
	Jarak <i>baffle</i>	: 0,45 m
	Jumlah <i>baffle</i>	: 16 buah
	Waktu tinggal reaktor	: 4,64 detik
	Jumlah	: 1

Nozzle Umpan	<i>Nominal pipe size</i> <i>OD of pipe</i> <i>Flange nozzle thickness (n)</i> <i>Diameter of hole (DR)</i> <i>Length offside (L)</i> <i>Width of reinforcing plate (W)</i> <i>Distance, shell to flange face out (J)</i> <i>Distance, shell to flange face in (K)</i> <i>Regular, type H</i> <i>Low, type C</i>	: 10 in : 10,75 in : 0,5 in : 10,875 in : 24,5 in : 30,125 in : 10 in : 8 in : 15 : 12,25 in
Nozzle Produk	<i>Nominal pipe size</i> <i>OD of pipe</i> <i>Flange nozzle thickness (n)</i> <i>Diameter of hole (DR)</i> <i>Length offside (L)</i> <i>Width of reinforcing plate (W)</i> <i>Distance, shell to flange face out (J)</i> <i>Distance, shell to flange face in (K)</i> <i>Regular, type H</i> <i>Low, type C</i>	: 10 in : 10,75 in : 0,5 in : 10,875 in : 24,5 in : 30,125 in : 10 in : 8 in : 15 : 12,25 in

<p style="text-align: center;">Nozzle Pendingin Masuk</p>	<p><i>Nominal pipe size</i> <i>OD of pipe</i> <i>Flange nozzle thickness (n)</i> <i>Diameter of hole (DR)</i> <i>Length offside (L)</i> <i>Width of reinforcing plate (W)</i> <i>Distance, shell to flange face out (J)</i> <i>Distance, shell to flange face in (K)</i> <i>Regular, type H</i> <i>Low, type C</i></p>	<p>: 8 in : 8,625 in : 0,5 in : 8,75 in : 20,25 in : 25 in : 8 in : 6 in : 13 : 10,125 in</p>
<p style="text-align: center;">Nozzle Pendingin Keluar</p>	<p><i>Nominal pipe size</i> <i>OD of pipe</i> <i>Flange nozzle thickness (n)</i> <i>Diameter of hole (DR)</i> <i>Length offside (L)</i> <i>Width of reinforcing plate (W)</i> <i>Distance, shell to flange face out (J)</i> <i>Distance, shell to flange face in (K)</i> <i>Regular, type H</i> <i>Low, type C</i></p>	<p>: 8 in : 8,625 in : 0,5 in : 8,75 in : 20,25 in : 25 in : 8 in : 6 in : 13 : 10,125 in</p>
<p style="text-align: center;">Rancangan Alat</p>	<p>Bahan konstruksi Posisi Alat</p>	<p>: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i> : Vertikal</p>
<p style="text-align: center;">Katalis</p>	<p>Jenis Bentuk Diameter Katalis ρ Bulk</p>	<p>: Al_2O_3 : Padatan (<i>Ring Extrude</i>) : 4,8 mm : 570 kg/m^3</p>

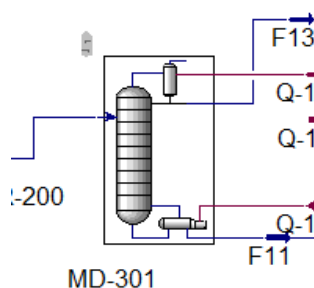
6.3 Menara Distilasi (MD-301) (Muhammad Fahrur Rozi/190140078)

Nama alat : Distilasi

Kode alat : MD-301

Fungsi : Untuk memisahkan Metil Klorida, Metilen Klorida, dan Hidrogen Klorida

Tipe : *Plate Tower* (menara distilasi dengan *sieve tray*)



Gambar 6.2 Skema Aliran Menara Distilasi (MD-301)

Keterangan gambar:

F12 : Umpan Masuk

F11 : Hasil Bawah

F13 : Hasil Atas

Distilasi adalah suatu proses pemisahan suatu campuran bahan kimia berdasarkan perbedaan titik didih. Dalam distilasi, campuran zat dididihkan sehingga menguap dan uap kemudian dikondensasi kedalam bentuk cairan. Zat yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap lebih dulu. Metode ini merupakan termasuk unit operasi kimia jenis perpindahan massa. Penerapan proses ini didasarkan pada teori bahwa pada suatu larutan, masing-masing komponen akan menguap pada titik didihnya. Model ideal distilasi didasarkan pada Hukum Raoult dan Hukum Dalton (Van, 1967).

Prinsip kerja distilasi yaitu kolom distilasi merupakan bejana tegak yang berdiri pada *skirt* dan pondasi beton. *Feed* dialirkan ke dalam kolom distilasi yang memiliki *plate* yang tersusun secara seri. Pada operasi normal uap bergerak ke atas melalui lubang-lubang *tray* yang terdispersi oleh *liquid* yang mengalir di atasnya. Akibat adanya kontak tersebut sejumlah liquid diuapkan, kemudian sebagai produk

(distilat) dan sebagian dikembalikan kedalam kolom distilasi sebagai *reflux*. Hasil bawah akan dikeluarkan sebagai *bottom* produk.

Pengoperasian distilasi yaitu campuran *liquid* yang akan diproses dikenal sebagai *feed* dan diumpankan pada bagian tengah kolom pada sebuah *tray* yang dikenal sebagai *feedtray*. *Feed tray* dibagi menjadi kolom atas (*enriching or rectification*) dan kolom bawah (*stripping*). *Feed* mengalir ke bawah kolom dikumpulkan pada bagian bawah *reboiler*. Panas *disupply* ke *reboiler* untuk menghasilkan uap. Sumber panas dapat berasal dari fluida, tetapi kebanyakan juga digunakan *steam*. Pada penguapan, sumber panas didapat dari aliran keluar dari kolom lain. Uap yang terbentuk pada *reboiler* diumpankan kembali pada bagian *bottom*. *Liquid* yang keluar dari *reboiler* dikenal sebagai produk *bottom*.

Aliran uap bergerak ke atas kolom, didinginkan oleh kondensor. *Liquid* yang dikondensasi ditampung pada *vessel* yang dikenal sebagai *reflux drum*. Sebagian *liquid* *direcycle* kembali ke *top* yang dikenal *reflux*. *Liquid* yang terkondensasi dikeluarkan dari sistem dikenal sebagai destilat atau produk *top*.

6.3.1 Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Perancangan pabrik Aseton menara distilasi yang dipilih adalah jenis *sieve Tray* dengan mempertimbangan beberapa spesifikasi termasuk diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990). Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. *Pressure drop* rendah (0,005 atm) dan efisiensi tinggi,
2. Lebih ringan, dan murah karena pembuatannya lebih mudah,
3. Biaya Perawatan murah karena mudah dibersihkan. (Coulson, 1983)

6.3.2 Penentuan Bahan Kontruksi

Bahan kontruksi yang dipilih adalah jenis *carbon steel* dengan beberapa pertimbangan yaitu:

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar,
2. Struktur yang kuat,
3. Tahan terhadap korosifitas tinggi.

6.3.3 Tahapan Perancangan Pada Kolom Distilasi

Adapun tujuan dilakukannya perhitungan untuk mengetahui spesifikasi Kolom Distilasi (MD-301), Meliputi:

1. Kondisi Operasi,
2. Beban Kondensor (CD-001) dan Reboiler (RB-001),
3. Spesifikasi *Shell* (diameter, tinggi, dan tebal) beserta *head* menara,
4. Spesifikasi *plate*,
5. Cek kondisi aliran (flooding dan weeping),
6. Isolasi (ketebalan),
7. Spesifikasi alat penunjang menara distilasi.

6.3.4 Klasifikasi Kolom Distilasi

Distilasi berdasarkan prosesnya terbagi menjadi dua, sebagai berikut:

1. Distilasi Kontinyu
2. Distilasi *Batch*

Berdasarkan basis tekanan operasinya terbagi menjadi tiga yaitu :

1. Distilasi atmosferis (0,4-5,5 atm mutlak)
2. Distilasi vakum (≤ 300 mmHg pada bagian atas kolom)
3. Distilasi tekanan (≥ 80 psia pada bagian atas kolom)

Berdasarkan komponen penyusunnya:

1. Distilasi sistem biner
2. Distilasi sistem multi komponen

Berdasarkan sistem operasinya terbagi dua, sebagai berikut:

1. *Single-stage Distillation*
2. *Multi-stage Distillation*

6.3.5 Faktor-Faktor yang Mempengaruhi Operasi Kolom Distilasi

Kinerja kolom distilasi ditentukan oleh beberapa faktor, diantaranya:

1. Kondisi *Feed* (q)

Keadaan campuran dan komposisi *feed* (q) mempengaruhi garis operasi dan jumlah *stage* dalam pemisahan dan mempengaruhi lokasi *feed tray*.

2. **Kondisi Refluks**

Pemisahan semakin baik jika sedikit *tray* yang digunakan untuk mendapatkan tingkat pemisahan. *Tray* minimum dibutuhkan dibawah kondisi total refluks, yakni tidak ada penarikan distilat. Sebaiknya *reflux* berkurang, garis operasi untuk seksi rektifikasi bergerak terhadap garis kesetimbangan.

3. **Kondisi Aliran Uap**

Kondisi aliran uap yang merugikan dapat menyebabkan:

a. *Foaming*

Mengacu pada ekspansi *liquid* melewati uap atau gas. Walaupun menghasilkan kontak antar fasa *liquid*-uap yang tinggi, *Foaming* berlebihan sering mengarah pada terbentuknya *liquid* pada *tray*.

b. *Entrainment*

Mengacu pada *liquid* yang terbawa uap menuju *tray* di atasnya dan disebabkan laju alir uap yang tinggi menyebabkan efisiensi *tray* berkurang. Bahan yang sukar menguap terbawa menuju *plate* yang menahan *liquid* dengan bahan yang mudah menguap dapat mengganggu kemurnian distilat. *Entrainment* berlebihan dapat menyebabkan flooding.

c. *Weeping/Dumping*

Fenomena ini disebabkan aliran uap yang rendah. Tekanan yang dihasilkan uap tidak cukup untuk menahan *liquid* pada *tray*. Karena itu *liquid* mulai merembes melalui perforasi.

d. *Flooding*

Terjadi karena aliran uap berlebih menyebabkan *liquid* terjebak pada uap di atas kolom. Peningkatan tekanan dari uap berlebih menyebabkan kenaikan *liquid* yang tertahan pada *plate* di atasnya. *Flooding* ditandai dengan adanya penurunan tekanan diferensial dalam kolom dan penurunan yang signifikan pada efisiensi pemisahan.

Jumlah *tray* aktual yang diperlukan untuk pemisahan khusus ditentukan oleh efisiensi *plate* dan *packing*. Semua faktor yang menyebabkan penurunan

efisiensi *tray* juga akan mengubah kinerja kolom. Efisiensi *tray* dipengaruhi oleh *fooling*, korosi dan laju dimana ini terjadi bergantung pada sifat *liquid* yang diproses. Material yang sesuai harus dipakai dalam pembuatan *tray*.

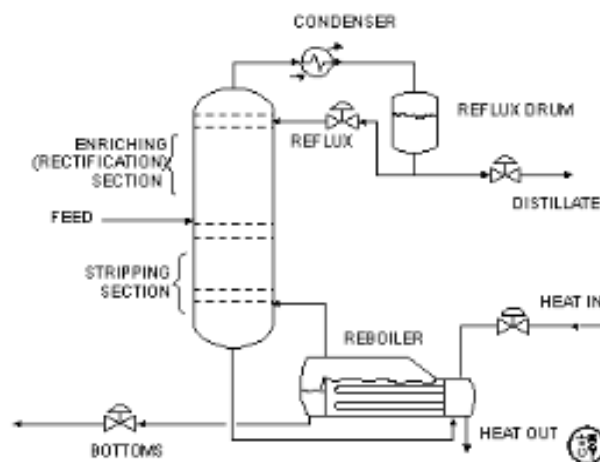
Kebanyakan kolom distilasi terbuka terhadap lingkungan atmosfer. Walaupun banyak kolom diselubungi, perubahan kondisi cuaca tetap dapat mempengaruhi operasi kolom. Reboiler harus diukur secara tetap untuk memastikan bahwa dihasilkan uap yang cukup selama musim dingin dan dapat dimatikan selama musim panas.

6.3.6 Dasar Peralatan Distilasi dan Pengoperasiannya

1. Komponen Utama Kolom Distilasi

Sistem distilasi umumnya mengandung beberapa komponen utama yaitu :

- a. *Shell* vertikal dimana pemisahan komponen *liquid* terjadi, terdapat pada bagian dalam kolom (*internal column*) seperti *tray* atau *plate* dan *packing* yang digunakan untuk meningkatkan derajat pemisahan komponen.
- b. Sebuah Reboiler untuk menyediakan penguapan yang cukup pada proses distilasi.
- c. Kondenser untuk mendinginkan dan mengkondensasikan uap yang keluar dari atas kolom.
- d. *Reflux drum* untuk menampung uap yang terkondensasi dari *top* kolom sehingga *liquid (reflux)* dapat di *recycle* kembali ke kolom.

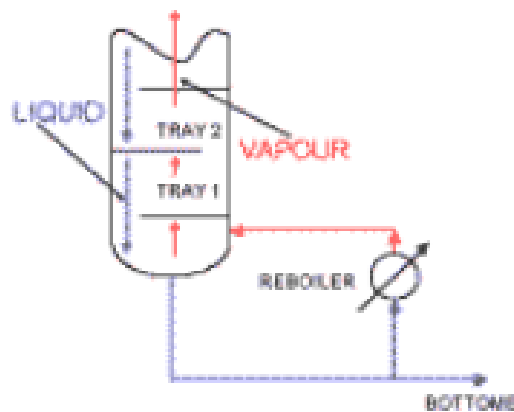


Gambar 6.3 Skema Distilasi yang Sederhana

Rumah shell vertikal bagian dalam kolom beserta Kondenser dan Reboiler membentuk sebuah kolom distilasi. Gambaran unit distilasi dengan satu *feed* dan dua aliran produk adalah sebagai berikut:

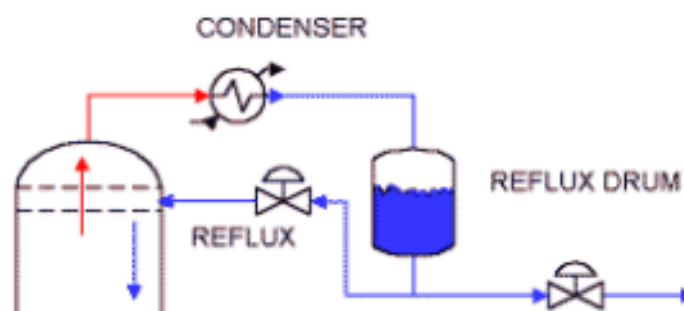
2. Pengoperasian Distilasi

Campuran liquid yang akan diproses dikenal sebagai *feed* dan di input pada bagian tengah kolom pada sebuah *tray* yang dikenal sebagai *feed tray*. *Feed tray* dibagi menjadi kolom atas (*enriching or rectification*) dan kolom bottom (*stripping*). *Feed* mengalir ke bawah kolom dikumpulkan pada bagian bawah reboiler.



Gambar 6.4 Bottom Distilasi

Panas di suplai ke reboiler untuk menghasilkan uap. Sumber panas dapat berasal dari fluida, tetapi kebanyakan juga digunakan steam. Pada penguapan, sumber panas di dapat dari aliran keluar dari kolom lain. Uap terbentuk pada reboiler di input kembali pada bagian bottom. Liquid dikeluarkan dari reboiler dikenal sebagai produk bottom.



Gambar 6.5 Top Distilasi

Tabel 6.3 Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Pabrik Metilen Klorida

Fungsi	Untuk memisahkan Metil klorida, Metilen klorida, dan Hidrogen klorida	
Kode	MD-301	
Jenis	<i>Sieve Tray</i>	
Kondisi Operasi	Kolom Bagian Atas: Suhu : -83,45°C Tekanan : 1 atm Kolom Bagian Bawah: Suhu : 39,61°C Tekanan : 1 atm	
Dimensi	<i>Tray spacing</i>	0,55 m
	Diameter menara, Dc	1,50 m
	Tinggi weir	0,05 m
	<i>Tray thickness</i>	0,005 m
	Panjang weir	1,14 m
	Tinggi total menara	11,93 m
	Jumlah tray	18 plate (tanpa reboiler)
	Tinggi skirt	2,98 m
	Ketebalan skirt	0,0005 m
Rancangan Alat	Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>

BAB VII

UTILITAS

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya proses dalam suatu pabrik. Unit-unit pendukung proses yang terdapat pada pabrik Stirena antara lain unit penyediaan dan pengolahan air, unit pembangkit steam serta unit pengadaan udara tekan.

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water system*), unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air seperti air pendingin, air umpan boiler, air konsumsi, air proses, air pemadam kebakaran dan air *make up*.
2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam generation system*) yang bertugas untuk menyediakan kebutuhan steam sebagai media pemanas untuk *vaporizer, heater, reaktor* dan *reboiler*.
3. Unit Pengadaan udara tekan, unit ini bertugas menyediakan udara tekan untuk kebutuhan instrumentasi *pneumatic controller*, penyediaan udara tekan di bengkel dan kebutuhan lainnya.

7.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water System*)

Air sangat dibutuhkan untuk bisa menjalankan sebuah pabrik, baik dari segi kebutuhan untuk proses maupun kebutuhan domestik. Kebutuhan air pada pabrik pembuatan stirena dapat dilihat sebagai berikut.

7.1.1 Kebutuhan Air Proses

Kebutuhan air proses meliputi kebutuhan air pendingin dan air umpan ketel uap terdapat pada Tabel 7.1 dan 7.2.

Tabel 7.1 Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Jumlah (Kg/jam)
<i>Reaktor</i> (R-201)	2.119,09
<i>Cooler</i> (E-201)	1.806,24
<i>Condenser Distilasi</i> (D-301)	3.227,26

<i>Condenser Distilasi (D-302)</i>	2.936,36
Total	10.088,95

Jumlah air pendingin = 10.088,95 kg/jam

Make up air pendingin 20% = 2.017,79 kg/jam

Total Air yang dibutuhkan = Jumlah air pendingin + *make up* pendingin 20%

= 10.088,95 kg/jam + 2.017,79 kg/jam

= 12.106,75 kg/jam

Tabel 7.2 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Heater (HE-101)</i>	1.277,64
<i>Heater (HE-102)</i>	973,93
Reboiler (D-301)	1.225,16
Reboiler (D-302)	1.800,81
Total	5.277,55

Jumlah air pemanas = 5.277,55 kg/jam

Make up 20% = 1.055,51 kg/jam

Total Air yang dibutuhkan = Jumlah air pemanas + *Make up* 20%

= 5.277,55 kg/jam + 1.055,51 kg/jam

= 6.333,06 kg/jam

Air pembangkit *steam* adalah 1,2 kali kebutuhan *steam* sebenarnya

Kondensat = 1,2 x 6.333,06 kg/jam

= 7.599,67 kg/jam

Asumsi: *Boiler* hanya dapat merecoveri 80% sehingga *make up water*

Make up = (100%-80%) x 6.333,06 kg/jam

= 20% x 6.333,06 kg/jam

= 1.266,61 kg/jam

Total ke dearator = kondensat + *make up*

= 7.599,67 kg/jam + 1.266,61 kg/jam

= 8.866,28 kg/jam

7.1.2 Kebutuhan Air Domestik

- a. Air untuk karyawan kantor
kebutuhan air untuk karyawan = 100 liter/orang/hari
Jumlah pekerja dalam pabrik 243 orang maka dalam 1 hari dibutuhkan air
sebanyak $= 24.155,07$ liter/hari
 $= 1.006,46$ kg/jam
- b. Air untuk laboratorium
Air untuk keperluan ini diperkirakan = 3.000 liter/hari
 $= 125$ kg/jam
- c. Air untuk kebersihan dan pertanaman
Air untuk keperluan ini diperkirakan = 5.000 liter/hari
 $= 208,3333$ kg/jam
- d. Air untuk Perumahan
Air untuk keperluan ini diperkirakan = 23 rumah x 200 L/hari/org x 5 org
 $= 23.000$ liter/hari
 $= 958,333$ kg/jam
- e. Air Kantin dan Tempat Ibadah = 120 liter/hari
 $= 5$ kg/jam
- e. Air Pemadam Kebakaran = 2.000 kg/jam
Over desain 10% = 200 kg/jam
Sehingga total air pemadam kebakaran = 2.000 kg/jam + 200 kg/jam
 $= 2.200$ kg/jam
- Sehingga Total untuk keperluan umum adalah = 4.503,13 kg/jam
Over desain 20% = 900,63 kg/jam
Total Keperluan Umum = 4.316,75 + 900,63 kg/jam
 $= 5.403,75$ kg/jam

Dari data-data jumlah air diatas maka jumlah total kebutuhan air pada pabrik Stirena yang harus disediakan oleh unit penyediaan air terdapat pada Tabel 7.3.

Tabel 7.3 Kebutuhan Air Pabrik

Penggunaan	Jumlah (kg/jam)
Air Proses	11.097,8503
Air Pendingin	12.106,7458
Air Pembangkit <i>Steam</i>	8.866.2778
Air Keperluan Umum	5.403,7535
Total	37.474,6273

Untuk menjamin kelangsung penyediaan air, maka dilokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air (*water intake*) yang juga merupakan tempat pengolahan awal air sungai. Pengolahan ini meliputi penyaringan sampah dan kotoran yang terbawa bersama air. Selanjutnya air dipompakan kelokasi pabrik untuk diolah dan digunakan sesuai dengan keperluannya. Pengolahan air dipabrik terdiri dari beberapa tahap yaitu:

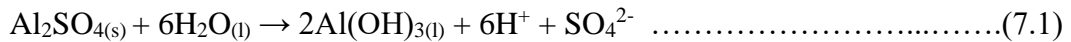
1. Pengendapan

Pengendapan merupakan tahap awal dari pengolahan air. Pada *screening*, partikel-partikel padat yang besar akan tersaring tanpa bantuan bahan kimia. Sedangkan partikel-partikel yang lebih kecil akan terikut bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya. Diameter padat dalam air berkisar antara 10^{-4} m (Alaerts, 1984).

2. Klarifikasi

Klarifikasi merupakan proses penghilangan kekeruhan didalam air. Air dari *screening* dialirkan ke *clarifier*. *Clarifier* berfungsi sebagai tempat pengolahan air tahap pertama yaitu proses penjernihan air untuk menghilangkan zat padat dalam bentuk suspensi yang dapat menyebabkan kekeruhan (*turbidity* sekitar 20 ppm) terhadap air dengan jalan netralisasi, sedimentasi, koagulasi, dan filtrasi. Al dan larutan soda abu Na_2CO_3 . Larutan alum berfungsi sebagai koagulan utama dan soda abu sebagai koagulan tambahan yang berfungsi sebagai bahan pembantu untuk mempercepat pengendapan dan penetralan pH. Setelah pencampuran yang disertai pengadukan maka akan terbentuk flok-flok yang akan mengendap kedasar *clarifier* karena gaya gravitasi, sedangkan air jernih akan keluar melimpah (*overflow*) yang

selanjutnya akan masuk kepenyaring pasir (*sand filter*) untuk penyaringan. Reaksi yang terjadi seperti pada persamaan:



Pemakaian larutan alum umumnya hingga 50 ppm terhadap jumlah air yang akan diolah, sedangkan perbandingan pemakaian alum dan soda abu adalah 1:0,54 (Baron, 1982).

3. Filtrasi

Filtrasi berfungsi untuk memisahkan flok dan koagulan yang masih terikut bersama air. Komponen utama dari saringan pasir adalah pasir yang ukuran berbeda-beda. Pasir ukuran yang besar pada bagian atas, sedangkan yang lebih kecil pada bawah. Saringan pasir bekerja secara kontinyu, jika kotoran-kotoran mengumpul atau lumpur yang sudah terlalu tebal di saringan, maka akan dilakukan *backwash* secara berkala. Penyaring pasir (*sand filter*) yang digunakan terdiri dari 3 lapisan yaitu:

- 1) Lapisan I terdiri dari pasir hijau (*green sand*) setinggi 24 in = 60,96 cm.
- 2) Lapisan II terdiri dari anterakit setinggi 12,5 in = 31,75 cm
- 3) Lapisan III terdiri dari batu kerikil (*gravel*) setinggi 7 in = 17,78 cm

Bagian bawah alat penyaring dilengkapi dengan *strainer* sebagai panahan. Selama pemakaian data saring *sand filter* akan menurun. Untuk ini diperlakukan regenerasi secara berkala dengan cara pencucian ulang (*back washing*). Dari *sand filter*, air dipompakan kemenara sebelum didistribusikan untuk berbagai kebutuhan. Untuk air proses, masih diperlakukan pengolahan lebih lanjut, yaitu proses demineralisasi dari deaerasi. Untuk air domestik, laboratorium, kantin, dan tempat ibadah serta poliklinik, dilakukan proses klorinasi yaitu mereaksikan air dengan klor untuk membunuh kuman-kuman dalam air.

Klor yang digunakan biasanya berupa kaporit $\text{Ca}(\text{ClO})_2$. Khusus untuk air minum, setelah dilakukan proses klorinasi diteruskan ke penyaring air (*water treatment system*) sehingga air yang keluar merupakan air sehat yang memenuhi syarat-syarat air minum tanpa harus dimasak terlebih dahulu. Air dari *sand filter* ini dibagi menjadi 3 yaitu air domestik, *make up cooling water*, serta air umpan boiler yang

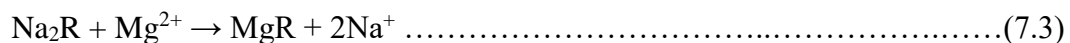
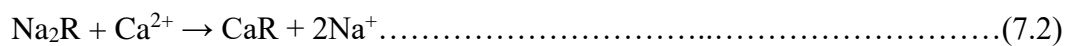
nantinya akan diproses kembali pada *demin plant* untuk menghasilkan air yang bebas mineral yang akan digunakan sebagai air umpan boiler.

4. Demineralisasi

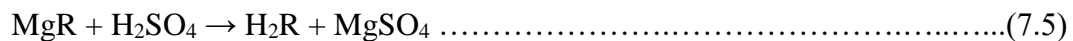
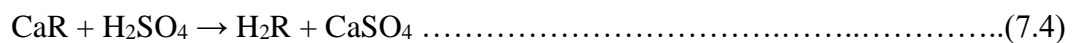
Air yang nantinya digunakan sebagai umpan boiler harus terbebas dari garam-garam terlarut. Unit ini berfungsi untuk membebaskan air dari unsur-unsur silika, sulfat, klorida dan karbonat dengan menggunakan resin, unit ini terdiri dari:

1) Penukar Kation (*cation exchanger*)

Penukar kation berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Ca, Mg dan kation lain yang terlarut dalam air dengan kation dari resin. Resin yang digunakan bermerek *Daulite C-20*. Reaksi yang terjadi seperti:

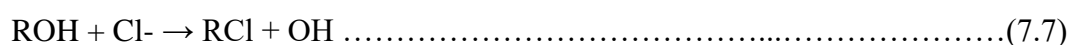
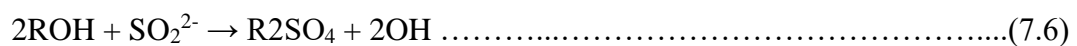


Untuk regenerasi dipakai H_2SO_4 berlebih pada persamaan:

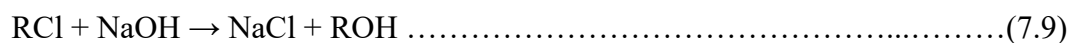


2) Penukar Anion (*Anion Exchanger*)

Penukar anion berfungsi untuk menukar anion yang terdapat dalam air dengan ion hidroksida dan resin. Resin yang digunakan bermerk *Dower 2*. Reaksi yang terjadi seperti:



Untuk regenerasi dipakai larutan NaOH terlihat pada persamaan:



5. Deaerasi

Deaerator berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (*ion exchanger*) dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan boiler. Pada deaerator dipanaskan hingga supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O_2 dan CO dapat dihilangkan, sebab gas-gas tersebut menyebabkan korosi. Pemanasan digunakan dengan menggunakan koil pemanas dalam deaerator.

7.2 Kebutuhan Uap Air (*Steam*)

Uap (*steam*) yang dihasilkan oleh steam boiler digunakan sebagai tenaga penggerak mesin turbin uap untuk menghasilkan daya listrik dan sebagai pemanas pada reaktor, *vaporizer*, *heater* dan reboiler pada distilasi.

7.3 Unit Pengadaan Udara Tekan

Kebutuhan udara tekan untuk perancangan pabrik stirena yang menggunakan 30 alat kontrol ini diperkirakan sebesar 45,83 m³/jam, dimana masing-masing alat membutuhkan udara tekan sebesar 1,53 m³/jam. Alat untuk menyediakan udara tekan berupa kompresor yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi silika gel untuk menyerap air.

7.4 Kebutuhan Listrik

Pada prarancangan pabrik Stirena ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari PLTU Suralaya dan Generator sebagai cadangan, hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik dengan pertimbangan tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar serta tegangan dapat dinaik turunkan sesuai dengan kebutuhan menggunakan transformator. Kebutuhan listrik di pabrik ini meliputi keperluan proses, utilitas, rumah tangga, laboratorium dan perkantoran. Kebutuhan listrik untuk keperluan utilitas tercantum dalam Tabel 7.4 berikut:

Tabel 7.4 Kebutuhan Listrik Untuk Keperluan Utilitas

No.	Nama Alat	Kode	Daya (hp)
1.	Pompa NaOH	P-410	0,0000391
2.	Pompa Air Sungai	P-401	2,6206996
3.	Pompa Bak Pengendapan	T-402	2,6206996
4.	Tangki Pelarutan Alum	T-401	0,0057282
5.	Pompa Alum	P-403	0,0000529
6.	Tangki Pelarutan Soda Abu	T-402	0,0015926
7.	Pompa Soda Abu	P-404	0,0000529

8.	Pompa Clarifier	P-405	2,6206996
9.	Pompa Sand Filter	P-406	2,6206996
10.	Pompa Tangki Air	P-407	2,6206996
11.	Tangki Pelarutan H ₂ SO ₄	T-403	0,0000039
12.	Pompa Penukar Kation	P-409	0,0359719
14.	Tangki Pelarutan NaOH	T-404	0,0002782
15.	Pompa Penukar Anion	P-411	0,0359719
16.	Boiler	KB-401	185,08423
17.	Pompa WTC	P-413	0,0851684
18.	Tangki Pelarut Kaporit	T-405	0,0000004
19.	Tangki Air Domestik	B-403	0,0708625
20.	Pompa H ₂ SO ₄	P-408	0,0000028
21.	Pompa Daerator	P-412	0,0359719
Total			198,459433

Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses dan utilitas adalah 702,23881 hp. Diperkirakan kebutuhan listrik untuk alat tidak terdeskripsikan adalah $\pm 10\%$ dari total keseluruhan sebesar 90,0698243 hp, sehingga total kebutuhan listrik adalah 990,7680681 hp atau 760,3832197 kW. Penentuan besaran tenaga listrik untuk penerangan digunakan persamaan berikut:

$$L = \frac{a \times F}{U \times D} \dots\dots\dots(7.10)$$

Keterangan:

L : Lumen per alat

A : Luas area

F : *foot candle* yang diperkirakan (Tabel 13, *Perry's Handbook* edisi 3)

U : Koefisien Utilitas (Tabel 16, *Perry's Handbook* edisi 3)

D : Efisiensi lampu yang diharapkan (Tabel 16, *Perry's Handbook* edisi 3)

Kebutuhan listrik untuk penerangan dapat dilihat pada tabel 7.5 berikut ini:

Tabel 7.5 Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan

Bangunan	Luas (m ²)	Luas (ft ²)	F	U	D	Lumen
Area Proses	20000	215278.21	10	0.59	0.75	2736587.4153
Aula	400	4305.5642	10	0.51	0.75	63317.1206
Bengkel	200	2152.78	10	0.51	0.75	31658.5294
Kantin	600	6458.3463	10	0.51	0.75	94975.6809
Laboratorium	400	4305.5642	10	0.56	0.75	57663.8063
Parkir	500	5381.96	10	0.49	0.75	82376.9388
Pembangkit Listrik	2000	21527.8208	10	0.59	0.75	273658.7390
Perumahan karyawan	15500	166840.611	10	0.6	0.75	2085507.6375
Pengolahan Air	1500	16145.8656	10	0.59	0.75	205244.0542
Pengolahan Limbah	500	5381.9552	5	0.59	0.75	34207.3424
Perkantoran	2200	23680.58	20	0.6	0.75	592014.5000
Perpustakaan	1500	16145.8656	15	0.6	0.75	302734.9800
Poliklinik	900	9687.5194	10	0.56	0.75	129743.5634
Pos satpam	100	1076.391	10	0.42	0.75	19221.2679
Taman	500	5381.9552	5	0.55	0.75	36695.1491
Tempat Ibadah	1500	16145.8656	10	0.55	0.75	220170.8945
Unit Pemadam kebakaran	1000	10763.9104	10	0.51	0.75	158292.8000
Ruang Boiler	500	5381.95	10	0.1	0.75	403646.2500
Stasiun Operator	600	6458.34	10	0.59	0.75	82097.5424
Daerah Evakuasi	10000	107639	5	0.51	0.75	791463.2353
Area Bahan Baku	700	7534.73	10	0.59	0.75	95780.4661
Area Produk	1200	12916.68	5	0.59	0.75	82097.5424
Total	62.300	670.591,4895				8.579.155,4553

Untuk semua area bangunan direncanakan menggunakan lampu TL 40 Watt. Dimana lumen *output* tiap lampu *instan starting daylight* 40 Watt adalah 1.960 lumen.

Jadi total jumlah lampu yang digunakan = $8.579.155,4553 / 1960$

$$\begin{aligned}
 &= 4.377,12013 \text{ buah} \\
 \text{Sehingga total daya penerangan} &= 4.377,12013 \times 40 \text{ W} \\
 &= 175.084,8052 \text{ W} \\
 &= 175,0848052 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Sementara kebutuhan listrik untuk AC diperkirakan menggunakan listrik sebesar 12.000 Watt atau 12 kW serta kebutuhan listrik untuk instrumentasi diperkirakan sebesar 10.000 Watt atau sebesar 10 kW. Total kebutuhan listrik pabrik Metilen Klorida secara keseluruhan dapat dilihat pada Tabel 7.6 berikut.

Tabel 7.6 Total Kebutuhan Listrik Pabrik

Kebutuhan	kW
Listrik untuk keperluan proses dan Utilitas	760,3832197
Listrik Untuk Penerangan	175,0848
Listrik untuk AC	12
Listrik untuk instrumentasi	10
Total	957,4680249

Generator yang digunakan sebagai sumber energi listrik mempunyai efisiensi 80% sehingga generator yang disiapkan harus mempunyai *output* sebesar:

$$\begin{aligned}
 \text{Output Generator} &= 957,4680249 \text{ kW} \times 0,8 \\
 &= 1.196,8350 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Dipilih menggunakan generator dengan daya 2000 kW, sehingga masih tersedia cadangan daya sebesar 803,16 kW yang akan digunakan untuk keperluan lainnya.

7.5 Kebutuhan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar mempunyai tugas untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah IDO (*Diesel Oil*) yang diperoleh dari PT. Pertamina dan distributornya. Pemilihan bahan bakar cair tersebut didasarkan pada alasan:

1. Mudah didapat
2. Keseimbangan terjangkau
3. Mudah dalam penyimpanan

Perhitungan Bahan Bakar Untuk Generator:

$$\begin{aligned} \text{Nilai Bakar Solar} &= 46,1943 \text{ kJ/kg} \\ \text{Densitas Solar} &= 0,87 \text{ kg/liter} \\ \text{Output Generator} &= 765,974 \text{ kW} \\ \text{Daya Generator} &= (765,974 \text{ kW}) \times (0.999 \text{ kJ/det)/kW} \times (3600 \text{ det/jam}) \\ &= 2.757.312,129 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sehingga jumlah bahan bakar yang dibutuhkan generator yaitu:

$$\begin{aligned} \text{Bahan Bakar} &= (2.757.312,129 \text{ kJ/jam} / 46,19436 \text{ kJ/ kg}) \\ &= 59.689,3675 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan Bahan Bakar untuk Boiler

$$\begin{aligned} \text{Uap yang dihasilkan boiler} &: 1.266,61 \text{ kg/jam} \\ \text{Panas laten } \textit{saturaeated steam} \text{ pada } 320^{\circ}\text{C} &: 1.328,62 \text{ kJ/kg} \\ \text{Steam yang dibutuhkan} &= 1.266,61 \text{ kg/jam} \times 1.328,62 \text{ kJ/kg} \\ &= 1.568.849,85 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Effisiensi : 80%

$$\begin{aligned} \text{Panas yang harus di suplai} &= (1.568.849,85 \text{ kJ/jam}) * 0,8 \\ &= 1.961.062,31 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Digunakan batubara jenis lignit sebagai bahan bakar pada boiler dengan nilai kalor 16,282 kJ/kg

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bahan bakar yang dibutuhkan} &= (1.961.062,31 \text{ kJ/jam}) / 16.282 \text{ kJ/kg} \\ &= 120,44 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

7.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah dari suatu pabrik harus diolah sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer, karena limbah tersebut mengandung bermacam zat yang dapat membahayakan lingkungan sekitar maupun manusia itu sendiri.

Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mengolah limbahnya sebelum di buang ke alam. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah. Berdasarkan peraturan pemerintah nomor 82 tahun 2001 tentang pengelolaan kualitas air dan pengendalian pencemaran air menerangkan bahwa pengelolaan kualitas air dilakukan untuk

menjamin kualitas air yang diinginkan sesuai peruntukannya agar tetap dalam kondisi alamiahnya. Selain itu, pengendalian pencemaran air dilakukan untuk menjamin kualitas air agar sesuai dengan baku mutu air melalui upaya pencegahan dan penanggulangannya.

Limbah yang dihasilkan dari pabrik asam akrilat sebagai berikut.

7.6.1 Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan oleh pabrik Metilen Klorida antara lain adalah limbah hasil penyucian peralatan, limbah domestik dan limbah laboratorium yang akan dikumpulkan menjadi satu lalu diproses sebelum dibuang ke lingkungan.

1. Limbah proses Limbah proses berupa senyawa organik yaitu kondensat bekas yang tidak dapat digunakan kembali, limbah akibat zat-zat yang terbuang, bocor, ataupun tumpah, dan air sisa.

2. Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik

Limbah ini diperkirakan mengandung kerak dan kotoran-kotoran yang melekat pada peralatan pabrik. Contohnya limbah resin atau penukar ion pada kation dan anion exchanger di utilitas.

3. Limbah domestik dan kantor

Limbah ini mengandung bahan organik sisa pencernaan yang berasal dari kamar mandi di lokasi pabrik, serta limbah dari kantin berupa limbah padat atau cair. Limbah ini termasuk juga didalamnya limbah B3 seperti kaporit, baterai bekas, lampu neon, serta produk pembersih dan komestik berbahaya.

4. Limbah Laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan – bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang digunakan dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang digunakan untuk penelitian dan pengembangan proses. Limbah laboratorium juga termasuk limbah B3 karena buangan bahan-bahan kimia seperti H_2SO_4 , $NaOH$ dan bahan kimia laboratorium yang tidak lagi diperlukan.

5. Limbah Minyak

Limbah yang berasal dari minyak bekas, pelumas dan bahan bakar lainnya yang terkontaminasi oleh zat berbahaya. Contohnya seperti minyak sisa dari domestik dan sisa bahan bakar dari proses dan utilitas. Dalam hal ini, limbah B3 yang

dihasilkan tidak diolah sendiri melainkan diolah oleh pihak ketiga pengolahan limbah cair B3.

Adapun langkah-langkah proses waste water treatment adalah sebagai berikut.

1. Bak Penampungan Limbah Utama (B-411)

Pada bak penampungan ini air limbah di kumpulkan dan diendapkan untuk beberapa saat agar lumpur lumpur tertinggal pada bak penampungan ini selanjut dialirkan menggunakan pompa (P-411) menuju Bak Penetralan (B-412)

2. Bak Penetralan (B-412)

Netralisasi ini untuk menghilangkan aciditas atau alkalinitas dikarenakan bakteri dapat hidup pada pH 6,5 – 8. limbah cair kandungan asamnya terlalu tinggi maka akan dinetralkan dengan NaOH dan sebaliknya bila pH limbah cairnya basa maka akan dinetralkan menggunakan H_2SO_4 Selanjut setelah pH sudah stabil maka akan dialirkan menggunakan pompa (P-412) menuju bak pengendapan (B-413)

3. Bak pengendapan atau *Clarifier* (B-413)

Clarifier adalah sistem untuk proses sedimentasi dengan metode flokulasi dan koagulasi, fungsi dari *clarifier* ialah mengurangi kandungan TTS (total suspended solid) dalam air. Dengan menggunakan clarifier ini dapat menghasilkan air dengan tingkat kejernihan dan turbiditas yang baik. Koagulasi adalah proses destabilisasi partikel koloid dengan cara penambahan senyawa kimia yang disebut koagulan, koloid mempunyai ukuran tertentu sehingga gaya tarik menarik antar partikel lebih kecil dari pada gaya tolak menolak akibat muatan listrik pada koloid tersebut. Pada kondisi stabil ini, tidak terjadi. Dengan ada nya proses koagulasi ini terjadi distabilisasi sehingga partikel koloid bersatu dan membesar. Berbeda dengan flokulasi ini dimana parikel koloid ini membentuk flok-flok yang banyak dan membesar degan pengadukan sehingga flok tersebut akan jatuh atau bergerak menuju inti bumi dikarenakan gaya gravitasi. Setelah flok-flok turun/terendapkan maka air yang sudah jernih akan dialirkan menggunakan pompa (P-413) menuju bak aerasi (B-414)

4. Bak Aerasi (B-414)

Pada bak aerasi ini menambahkan oksigen (aerasi), aerasi merupakan salah satu proses dari transfer oksigen dari fasa gas ke fasa cair dan memiliki fungsi yaitu

untuk memberi asupan pada mikroorganisme agar dapat dengan mudah menguraikan senyawa organik. Setelah penambahan oksigen pada air maka air tersebut akan dialirkan menuju bak pengendapan akhir/bak Sedimentasi (B-415) menggunakan pompa (P-414)

5. Bak Pengendapan Akhir atau Sedimentasi (B-415)

Yang mana pada bak ini menampung atau tempat uji kelayakan apakah limbah tersebut layak dibuang ke lingkungan atau tidak, dengan mengikuti peraturan pemerintah no.68 tahun 2016 tentang baku mutu limbah domestik sebagai berikut :

- pH (tingkat keasaman)
- BOD (*Biochemical Oxygen Demand*)
- COD (*Chemical Oxygen Demand*)

Sebagian akan dikembalikan ke Bak Aerasi karna bakteri bakteri tersebut sudah aktif dalam menguraikan senyawa senyawa organik menggunakan pompa (P-416).

7.6.2 Limbah Padat

Limbah padat yang dihasilkan adalah katalis yang sudah habis massa aktifnya. Penanganannya adalah dengan mengemas katalis non aktif tersebut sedemikian rupa sehingga terhindar dari kebocoran dan kemudian dibuang pada tempat pembuangan akhir bahan–bahan berbahaya. Limbah padat juga dihasilkan dari residu pengolahan limbah cair (waste water treatment plant) yang sebagian besar komposisi penyusunnya adalah limbah padat organik dari refinery atau pemurnian air. Limbah ini tergolong B3 dan tidak diolah sendiri melainkan oleh pihak ketiga industri pengolahan limbah padat B3.

7.6.3 Limbah Gas

Limbah gas buangan dari proses dikeluarkan dari purging bahan baku yang berfase gas. Hal ini tidak memerlukan penanganan khusus karena tidak berbahaya.

7.6.4 Limbah B3

Pengolahan limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) penting dilakukan agar limbah tersebut tidak menimbulkan dampak negative bagi lingkungan dan kesehatan manusia. Di banyak negara, termasuk Indonesia, terdapat peraturan dan

regulasi yang mengatur pengolahan limbah B3. Di Indonesia, ada beberapa peraturan terkait pengolahan limbah B3 adalah :

- Undang-Undan Nomor 32 Tahun 2009 tentang Perlindungan dan Pengolahan Lingkungan Hidup bahwa "Setiap orang yang memasukkan ke dalam wilayah Negara Kesatuan republik Indonesia, menghasilkan, mengangkut, mengedarkan, menyimpan, memanfaatkan, membuang, mengolah, dan.atau menimbun B3 wajib melakukan pengelolaan B3"
- Peraturan Pemerintah No.74 Tahun 2001 tentang Pengelolaan Bahan Berbahaya dan Beracun
- Peraturan Menteri Negara Lingkungan Hidup Nomor 03 Tahun 2008 tentang Tata Cara Pemberian Simbol dan Label Bahan Berbahaya dan Beracun.
- Peraturan Menteri Negara Lingkungan Hidup Nomor 02 Tahun 2010 tentang Penggunaan Sistem Elektronik Registrasi Bahan Berbahaya dan Beracun dalam kerangka Indonesia National Single Window di Kementerian Lingkungan Hidup.

Adapun pengelompokkan limbah B3 berdasarkan sifatnya-sifatnya:

1. Bahan Kimia Berbahaya Limbah B3 ini mencakup Limbah B3 jenis ini mencakup bahan-bahan kimia yang berpotensi merusak lingkungan atau menyebabkan bahaya kesehatan. Contohnya bahan pelarut organik, asam, logam berat, bahan radioaktif, dan bahan kimia lain yang dapat mencemari air, tanah, atau udara.
2. Bahan Infeksius atau Berbahaya Biologis Limbah B3 ini meliputi bahan-bahan biologis yang berpotensi mengandung patogen atau zat berbahaya lainnya. Ini termasuk limbah laboratorium, bahan-bahan laboratorium yang terkontaminasi atau yang sudah kadarluarsa. Bahan-bahan labooratorium yang termasuk B3 yaitu H_2SO_4 , NaOH, dll.
3. Bahan Mudah Terbakar atau Mudah Meledak Limbah B3 jenis ini melibatkan bahan yang dapat menyebabkan kebakaran atau ledakan. Termasuk dalam kategori ini adalah bahan yang mudah terbakar seperti bahan pelarut organik, serta bahan yang memiliki sifat reaktif dan dapat melepaskan gas atau panas secara tiba-tiba. Contohnya yaitu propilen, oksigen dan sisa solar.

4. Bahan yang Merusak Ekosistem atau Mengganggu Ekologi Limbah B3 ini mencakup bahan-bahan yang dapat merusak ekosistem dan mengganggu organisme di dalamnya. Contohnya adalah limbah yang mengandung bahan-bahan beracun yang dapat mencemari tanah, air, dan mempengaruhi keberlanjutan ekosistem.

Identifikasi Limbah B3 pada pabrik Metil Klorida :

- a. Mudah terbakar, contohnya metana, Metanol, Fuel oil
- b. Sangat beracun, contohnya metilen klorida, hidrogen klorida, dan klorin.
- c. Korosif, contohnya HCl, metilen klorida, Fuel Oil.
- d. Karsiogenik, contohnya klorin.

BAB VIII

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

Dalam mendirikan suatu pabrik harus diperkirakan terlebih dahulu mengenai lokasi dan tata letak pabrik, karena hal ini akan menentukan keberhasilan suatu pabrik. Penentuan lokasi dan tata letak pabrik juga merupakan syarat penting untuk memperkirakan biaya yang akurat sebelum mendirikan pabrik. Lokasi dan tata letak pabrik harus memperhatikan hal-hal berikut:

1. Kemudahan untuk melayani konsumen
2. Kemudahan untuk mendapatkan bahan baku secara terus menerus dan harganya sampai ke lokasi relatif murah
3. Kemudahan untuk mendapatkan tenaga kerja
4. Kemudahan untuk melakukan perluasan lokasi pabrik dikemudian hari.

8.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu yang paling penting. Banyak pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik, misalnya kemudahan dalam pengoperasian pabrik dan perencanaan di masa depan, letak pabrik dengan sumber bahan baku dan bahan pembantu, letak pabrik dengan pasar penunjang, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial dan lain-lain.

Lokasi geografis dari suatu pabrik akan berpengaruh pada kegiatan pabrik baik proses produksi maupun distribusi produk yang semuanya itu akan berpengaruh pada perkembangan dan kelangsungan hidup dari pabrik. Banyak faktor yang harus diperhatikan dan dipertimbangkan dalam menentukan lokasi suatu pabrik. Lokasi pabrik pada umumnya ditetapkan atas dasar orientasi bahan baku dan orientasi pasar, karena hal ini bersifat ekonomis.

Berdasarkan pertimbangan diatas Lokasi pabrik didirikan di Kecamatan Cilegon, Kabupaten Serang, Provinsi Banten. Peta lokasi pabrik Metilen Klorida ditunjukkan pada Gambar 8.1.



Gambar 8.1 Peta Lokasi Pabrik Metilen Klorida

Lokasi pabrik yang baik akan menentukan hal-hal yang dapat menguntungkan pabrik yaitu kemampuan mendapatkan bahan baku dengan harga relatif lebih murah, kemudian untuk mendapatkan tenaga kerja, serta kemampuan dalam melayani konsumen dan kemudahan dalam hal transportasi. Penentuan lokasi pabrik harus memperlihatkan beberapa faktor yang berpengaruh pada pabrik yang akan didirikan diantaranya faktor utama dan faktor khusus.

8.1.1 Faktor Utama

Dalam melakukan prancangan pabrik terdapat beberapa hal menjadi faktor utama yaitu:

1. Penyediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor penting yang menentukan demi kelangsungan produksi dimana metil klorida dan klorin didapatkan dari dalam

negeri. Bahan baku metil klorida dan klorin dapat diperoleh dari PT. Asahimas *Chemical*, Cilegon. Orientasi pemilihan ditekankan pada jarak lokasi sumber bahan baku dengan pabrik cukup dekat. Lokasi pabrik juga dekat dengan pelabuhan sehingga memudahkan dalam distribusi metil klorida yang didatangkan dari luar negeri yaitu China.

2. Utilitas

Utilitas merupakan unit pendukung suatu proses dalam pabrik. Tanpa adanya utilitas dapat dilakukan pabrik tidak dapat beroperasi. Utilitas berperan sebagai penyuplai bahan bakar, air, *steam* hingga listrik. Tenaga listrik tersebut didapat dari PLTU di kawasan industri Cilegon terdapat pabrik penyedia listrik yaitu PT. Krakatau Tirta Indonesia dan tenaga listrik sendiri. Pembangkit listrik utama untuk pabrik adalah menggunakan generator diesel yang bahan bakarnya diperoleh dari Pertamina. Lokasi pabrik dekat dengan sungai, maka keperluan air (air proses, air pendingin/penghasil steam, perumahan dan lain-lain) dapat diperoleh dengan mudah.

3. Sarana Transportasi

Transportasi sangat diperlukan untuk proses penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Daerah tersebut dekat dengan fasilitas jalan raya pelabuhan dan jalan tol yang memudahkan pengangkutan bahan baku dan produk. Ini sangat menguntungkan karena bahan baku Metil Klorida CH_3Cl didatangkan dari luar negeri.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja untuk pabrik dapat direkrut dari daerah Cilegon dan sekitarnya, di mana kepadatan penduduknya tinggi sehingga merupakan sumber tenaga kerja yang potensial. . Diharapkan juga dengan adanya pabrik ini, dapat mengurangi pengangguran yang ada di Indonesia.

5. Tersedianya Sarana Pendukung

Cilegon merupakan salah satu kawasan industri di Indonesia, sehingga penyediaan utilitas utamanya air untuk proses dan pendingin tidak mengalami kesulitan, karena dekat dengan laut dan apabila tidak mencukupi, di kawasan industri Cilegon terdapat pabrik penyedia air yaitu PT. Krakatau Tirta Indonesia.

6. Pemasaran Produk

Daerah tersebut berdekatan dengan Jakarta, Bogor, Tangerang yang merupakan area industri yang potensial sebagai daerah pemasaran. Selain itu juga dekat dengan Pelabuhan Ciwandan yang memudahkan dalam pemasaran ke luar Jawa maupun luar negeri.

7. Kemasyarakatan

Keadaan sosial kemasyarakatan sudah terbiasa dengan lingkungan industri sehingga pendirian pabrik baru dapat dengan mudah diterima dan dapat beradaptasi dengan mudah dan cepat.

8. Harga Tanah dan Bangunan

Tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas, harga tanah dan bangunan untuk pendirian pabrik relatif terjangkau.

9. Kemungkinan Perluasan dan Ekspansi

Ekspansi pabrik Metilen Klorida ini dimungkinkan karena tanah yang tersedia cukup luas dan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

10. Perizinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perizinan pendirian pabrik.

8.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan, dan gerakan material proses dari bahan baku menjadi produk. Tata letak suatu pabrik memainkan peranan penting dalam menentukan biaya konstruksi, biaya produksi, serta efisiensi keselamatan kerja. Oleh karena itu, tata letak pabrik harus disusun secara cermat untuk menghindari kesulitan di kemudian hari. Beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan pada penyusunan tata letak pabrik Metilen Klorida ini adalah:

1. Urutan proses produksi dan kemudahan/aksesibilitas operasi, jika Metilen Klorida perlu diolah lebih lanjut maka pada unit berikutnya disusun

berurutan sehingga sistem perpipaan dan penyusunan letak pompa lebih sederhana.

2. Penambahan/perluasan lokasi untuk pabrik Metilen Klorida ini yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
3. Distribusi ekonomis pada bahan baku maupun bahan pelengkap, pengadaan air, steam, tenaga listrik dan bahan bakar, bengkel serta peralatan pendukung lainnya.
4. Adanya pemeliharaan dan perbaikan peralatan secara berkala membuat usia peralatan semakin lama.
5. Keamanan (safety) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
6. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
7. Masalah pembuangan limbah cair.
8. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.
9. Letak tempat, Misalnya di suatu lokasi yang agak tinggi, bila digunakan untuk menempatkan tangki penyimpan katalis maka cairan dalam tangki tersebut dapat dialirkan ketempat yang lebih rendah tanpa menggunakan pompa.
10. Fasilitas jalan, gudang, dan kantor sebaiknya ditempatkan dekat jalan, tujuannya untuk memperlancar arus lalu lintas.
11. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
12. Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti:
 - a. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan hasil produksi, sehingga mengurangi biaya material handling.
 - b. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di blowdown.

- c. Mengurangi ongkos produksi.
- d. Meningkatkan keselamatan kerja.
- e. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

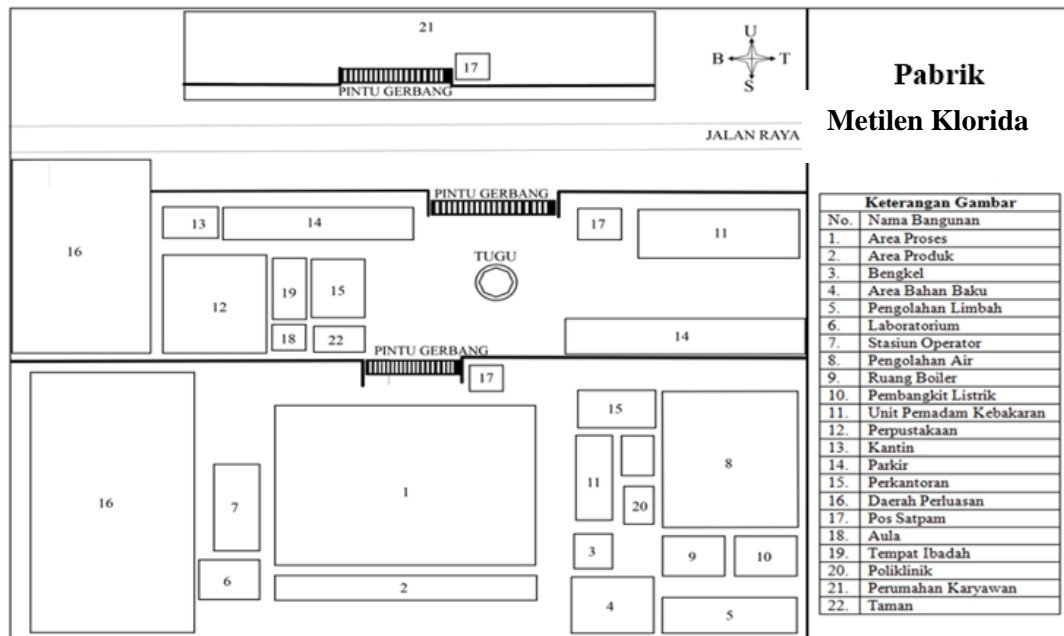
8.3 Perincian Luas Tanah

Lay-out tata letak pabrik Metilen Klorida dapat dilihat pada Gambar 8.2. Sedangkan perincian penggunaan tanah (lahan) dapat dilihat pada Tabel 8.1.

Tabel 8.1 Perincian Penggunaan Lahan

No	Nama Bangunan	Luas (m ²)
1.	Area proses	20.000
2.	Areal produk	1.200
3.	Bengkel	200
4.	Area Bahan Baku	700
5.	Pengolahan Limbah	500
6.	Laboratorium	400
7.	Stasiun Operator	600
8.	Pengolahan Air	1.500
9.	Ruang Boiler	500
10.	Pembangkit listrik	2.000
11.	Unit Pemadam Kebakaran	1.000
12.	Perpustakaan	1.500
13.	Kantin	600
14.	Parkir	500
15.	Perkantoran	2.200
16.	Daerah Evakuasi	10.000
17.	Pos keamanan	100
18.	Aula	400
19.	Tempat Ibadah	1.500
20.	Poliklinik	900
21.	Perumahan Karyawan	15.500

22.	Taman	500
Total		62.300



Gambar 8.2 Layout Pabrik Metilene Klorida

8.4 Tata Letak Peralatan Proses

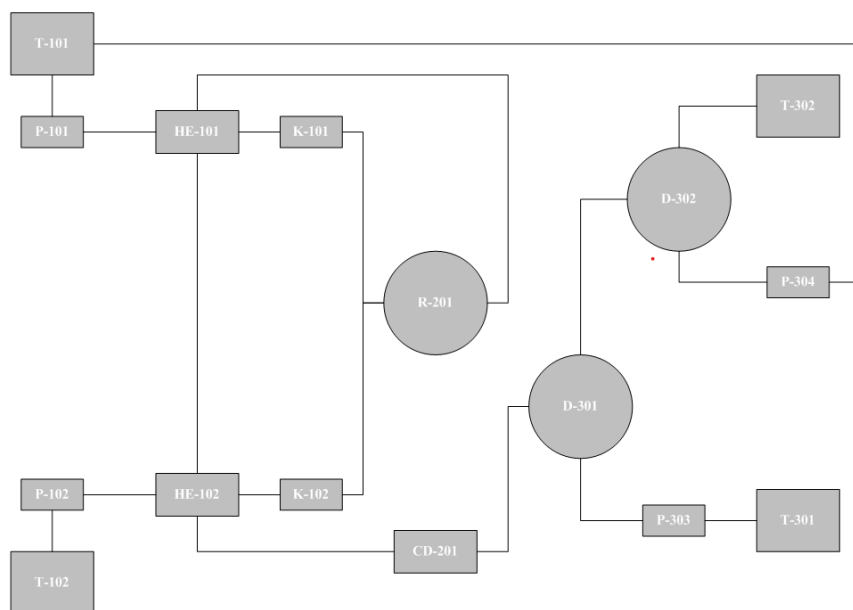
Hal-hal yang perlu di perhatikan dalam penentuan tata letak peralatan Pabrik Metilene Klorida ini adalah sebagai berikut:

1. Aliran bahan baku dan produk, pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.
2. Aliran udara, aliran udara dan ventilasi di sekitar area proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan-bahan kimia yang berbahaya.
3. Pencahayaan, penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apalagi pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus.
4. Lalu lintas manusia, dalam perencanaan tata letak peralatan proses perlu memperhatikan ruang gerak agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan

mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan peralatan alat dapat segera teratasi.

5. Jarak antar alat proses, untuk alat proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat lainnya agar bila terjadi ledakan atau kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lain.
6. Setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian.

Tata letak peralatan proses ini secara garis besar berorientasi pada keselamatan dan kenyamanan pekerja sehingga dapat meningkatkan produktifitas kerja. Tata letak peralatan proses di dasarkan pada areal persiapan bahan baku, tahap reaksi, tahap penanganan produk utama dan tahap penanganan produk samping. Adapun tata letak peralatan proses pabrik Metilen Klorida dapat dilihat pada Gambar 8.3.



Gambar 8.3 Tata Letak Peralatan Proses

Keterangan :

- T-101 : Tangki penyimpanan bahan baku Metil klorida
 T-102 : Tangki penyimpanan bahan baku Klorin

T-302	: Tangki penyimpanan Asam Klorida
T-301	: Tangki penyimpanan produk Metilen Klorida
P-101	: Pompa Metil Klorida
P-102	: Pompa Klorin
P-102	: Pompa Recycle
P-102	: Pompa Produk Metilen Klorida
HE-101	: <i>Heat exchanger</i>
HE-102	: <i>Heat exchanger</i>
K-101	: Expander
K-102	: Expander
R-201	: <i>Reaktor Plug Flow Reactor</i>
CD-201	: <i>Condenser</i>
D-301	: Distilasi
D-302	: Distilasi

BAB IX

ORGANISASI PERUSAHAAN

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Kebersihan suatu industri untuk menghasilkan produk yang diinginkan juga sangat tergantung pada koordinasi, kerjasama dan faktor yang terkait seperti bahan baku, tenaga kerja, modal dan penguasaan teknologi proses, sehingga diperlukan suatu organisasi yang dapat mengendalikan faktor-faktor tersebut. Organisasi merupakan suatu bentuk dan hubungan yang dinamis yang dapat menyesuaikan diri dengan perubahan untuk mencapai tujuan yang diharapkan serta menciptakan suasana kerja yang baik dan hasil yang terbaik.

Organisasi dan manajemen perusahaan merupakan faktor penting yang harus diperhatikan dalam sebuah perusahaan, hal ini menyangkut dengan peningkatan kemampuan perusahaan dalam memproduksi dan mendistribusikan produk yang telah dihasilkan. Dalam upaya peningkatan efektifitas dan kinerja perusahaan maka pengaturan dan manajemen harus menjadi hal yang mutlak. Organisasi adalah sekelompok manusia yang bekerja sama dengan suatu perencanaan kerja dan peraturan untuk mencapai tujuan bersama (Wahono, 2011).

9.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Metilen Klorida adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas adalah badan hukum yang didirikan berdasarkan perjanjian, melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham dan memenuhi persyaratan yang ditetapkan dalam UU No. 1 Tahun 1995 tentang Perseroan Terbatas (UUPT), serta peraturan pelaksanaannya (Rusdji, 199). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham, dimana tiap sekutu turut mengambil bagian satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan dari perusahaan atau perseroan terbatas tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyector penuh jumlah disebut dalam tiap saham.

Pabrik Metilen Klorida yang akan didirikan mempunyai:

1. Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
2. Lapangan Usaha : Industri Metilen Klorida
3. Lokasi Perusahaan : Di Kecamatan Cilegon, Serang, Provinsi Banten

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini atas dasar beberapa faktor yaitu:

1. Mudah mendapatkan modal dengan cara menjual saham dipasar modal atau perjanjian tertutup dan meminta pinjaman dari pihak yang berkepentingan seperti badan usaha atau perseorangan.
2. Tanggung jawab pemegang saham bersifat terbatas, artinya kelancaran produksi hanya akan ditangani oleh direksi beserta karyawan sehingga gangguan dari luar dapat diatasi.
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta sifatnya dan karyawan perusahaan.
4. Mudah mendapatkan kredit bank dengan jaminan perusahaan yang sudah ada.
5. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
6. Efisiensi dari manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup ahli dan berpengalaman.
7. Lapangan usaha lebih luas, suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya. Mudah bergerak dipasar modal.

9.2 Bentuk Badan Usaha

Badan usaha adalah lembaga berbadan hukum tempat pengusaha melaksanakan tugasnya, yaitu mengelola perusahaan secara teratur untuk mencapai tujuan. Bentuk badan usaha yang akan didirikan harus dipertimbangkan dengan sebaik-baiknya agar tujuan pendirian pabrik dapat dipenuhi secara maksimal. Berdasarkan status kepemilikannya, bentuk badan usaha dapat dibedakan atas:

1. Perusahaan Perorangan
2. Persekutuan Firma/Fa (*Partnership*)
3. Persekutuan Komaditer/CV (*Commanditaire Verrotschap*)
4. Perseroan Terbatas (PT)
5. Koperasi
6. Usaha Daerah
7. Perusahaan Negara

Tujuan utama dari pendirian pabrik Metilen Klorida ini adalah untuk memperoleh keuntungan (*profit*). Selain itu, untuk mendirikan sebuah pabrik dunia industri, sehingga bentuk badan usaha yang cocok adalah bentuk Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan bentuk badan usaha ini didasarkan atas pertimbangan-pertimbangan berikut:

1. Mudah mendapatkan modal, yaitu dari bank ataupun dengan menjual saham perusahaan.
2. Adanya tanggung jawab yang terbatas dari pemegang saham terhadap hutang perusahaan sehingga pemegang saham hanya menderita kerugian sebesar jumlah saham yang dimiliki.
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin sebab kehilangan seorang pemegang saham tidak begitu mempengaruhi jalannya perusahaan.
4. Terdapat efisiensi yang baik dalam kepemimpinan karena dalam perusahaan yang terbentuk PT dan dipekerjakan tenaga-tenaga yang ahli pada bidangnya masing-masing.
5. Adanya perusahaan antara pemilik dan pengurus, sehingga merupakan faktor pendorong positif bagi perusahaan untuk memperoleh keuntungan besar (Manullang, 1987).
6. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sebab segala sesuatu yang menyangkut perusahaan dipegang oleh pemimpin perusahaan.
7. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu dengan yang lainnya. Pemilik PT adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan direksi.

8. Mudah mendapatkan modal yaitu dari hasil penjualan saham setelah pabrik berjalan optimum dengan validitas yang jelas.
9. Kehidupan sebuah PT lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya salah satu dari pemegang saham, direksi maupun stafnya dan juga karyawan perusahaan.
10. Adanya efisiensi dalam manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisi, juga dapat memilih direktur utama yang berpengalaman.

9.3 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan, karena dengan berhubungan dengan komunikasi yang terjadi dalam perusahaan demi terciptanya kerjasama yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain:

1. Pendelegasi wewenang
2. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
3. Pembagian tugas kerja yang jelas
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
5. Sistem kontrol atas kerja yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Berdasarkan pola hubungan kerja serta wewenang dan tanggung jawab, maka organisasi dibedakan atas:

1. Organisasi garis
2. Organisasi fungsional
3. Organisasi garis dan *staff*
4. Organisasi fungsional dan *staff*

9.3.1 Bentuk Organisasi Garis

Ciri dari organisasi garis adalah organisasi masih kecil, jumlah karyawan sedikit, pimpinan dan semua karyawan saling kenal dan spesialis kerja belum begitu tinggi (Jati, 2000).

1. Kelebihan-kelebihan bentuk organisasi garis adalah
 - a. Kesatuan komando terjamin dengan baik, karena pimpinan berada di atas satu tangan.
 - b. Proses pengambilan keputusan berlangsung dengan cepat karena jumlah orang yang diajak berdiskusi masih sedikit atau tidak sama sekali.
 - c. Rasa solidaritas karyawan umumnya tinggi karena saling mengenal.
2. Kekurangan-kekurangan bentuk organisasi garis adalah:
 - a. Adanya kecenderungan pimpinan tergantung pada satu orang sehingga apabila seseorang itu tidak mampu, seluruh organisasi akan terancam kehancuran.
 - b. Kecenderungan pimpinan bertindak secara otoriter.
 - c. Kesempatan karyawan berkembang terbatas.

9.3.2 Bentuk Organisasi Fungsional

Pada umumnya organisasi fungsional ini tidak mempunyai pimpinan yang jelas sebab atasan berwenang memberi komando kepada setiap bawahan sepanjang ada hubungan dengan atasan tersebut (Jati, 2000).

1. Kelebihan-kelebihan bentuk organisasi fungsional adalah:
 - a. Pembidangan tugas kerja yang jelas
 - b. Spesialisasi karyawan dapat dikembangkan dan digunakan semaksimal mungkin.
2. Kekurangan-kekurangan bentuk organisasi fungsional adalah:
 - a. Karena adanya spesialisasi sukar mengadakan *tour of duty*
 - b. Sulit dilaksanakan koordinasi dengan karyawan

9.3.3 Bentuk Organisasi Garis dan Staff

Bentuk organisasi ini pada umumnya dilaksanakan oleh organisasi besar dengan kerja yang luas, mempunyai bidang tugas yang beraneka ragam dan rumit serta jumlah karyawan yang banyak. Pada organisasi ini terdapat satu atau lebih tenaga *staff* yang tugasnya member nasehat dan saran dalam tugasnya kepada pimpinan dalam organisasi tersebut.

1. Kelebihan organisasi garis dan *staff* adalah:

- a. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar,
 - b. Pengambilan keputusan lebih mudah karena adanya *staff* ahli.
2. Kekurangan-kekurangan organisasi garis dan *staff* adalah:
- a. Karyawan tidak saling mengenal sehingga solidaritas antar karyawan sukar terbina.
 - b. Koordinasi sukar diterapkan.

9.3.4 Bentuk Organisasi Fungsional dan *Staff*

Bentuk organisasi ini merupakan kombinasi dari bentuk organisasi fungsional dan bentuk organisasi garis dan *staff*. Untuk prarancangan pabrik Metilen Klorida ini bentuk organisasi yang diterapkan adalah bentuk organisasi Garis dan *Staff*. Alasan pemilihan bentuk organisasi ini adalah:

1. Perlunya pengorganisasian tenaga ahli pada bidang-bidang tertentu.
2. Karyawan bertanggung jawab kepada atasan.
3. Fungsionalisasi tidak harus dilakukan mengingat adanya *staff* ahli.
4. Dapat digunakan setiap organisasi besar dengan susunan organisasi yang kompleks.
5. Adanya pembagian tugas yang jelas dari pimpinan *staff* dan pelaksanaan sehingga koordinasi mudah dilaksanakan.
6. Perintah yang berjalan dengan baik dan lancar dari atas kebawah sedangkan tanggung jawab dan saran bergerak dari bawah keatas.

9.4 Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab

Uraian tugas, wewenang, dan tanggung jawab dari setiap fungsionaris pada pabrik Stirena diuraikan dibawah ini.

9.4.1 Rapat Umum Pemegang Usaha (RUPS)

Pemegang kekuasaan tertinggi pada struktur organisasi garis dan staff adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS ini dilaksanakan minimal satu kali dalam setahun. Bila ada sesuatu permasalahan besar dalam perusahaan maka RUPS dapat dilaksanakan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS ini dihadiri oleh pemilik saham, dewan komisaris, direktur perusahaan. Tugas dan wewenang RUPS adalah:

1. Menentukan kebijakan tertinggi perusahaan
2. Menerbitkan akte perusahaan dan anggaran dasar perusahaan
3. Menentukan misi dan garis besar haluan perusahaan
4. Mengangkat dewan komisaris dan dewan direksi
5. Menyetujui dan mengesahkan rancangan anggaran pendapatan belanja (RAPB) dan laporan tahunan yang dibuat oleh dewan direksi.
6. Memutuskan besarnya deviden yang akan dibayarkan kepada pemegang saham.
7. Memutuskan besarnya gaji dewan komisaris dan dewan direksi.

9.4.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah pemegang saham yang bertugas menentukan garis besar kebijakan perusahaan, melaksanakan pembinaan dan pengawasan terhadap seluruh kegiatan, pelaksanaan tugas direktur utama, dan meminta pertanggung jawaban direktur utama secara berkala. Tugas dan wewenang dewan komisaris adalah:

1. Melaksanakan pembinaan dan pengawasan produk terhadap kondisi perusahaan dengan berpegang saham pada anggaran dasar PT dan RAPB yang telah disahkan pada RUSP.
2. Memeriksa pembukuan perusahaan
3. Memberi petunjuk dan nasehat kepada direksi, menegur serta memberhentikan sementara sampai ada keputusan RUPS yang selambat-lambatnya harus dilakukan satu bulan setelah pemberhentian sementara.
4. Komisaris bertanggung jawab terhadap RUSP dan juga dapat terlibat dalam pengurusan perseroan terbatas.

9.4.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi yang diangkat oleh dewan komisaris.

1. Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien.
2. Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijakan RUSP.

3. Memelihara kekayaan perseroan terbatas
4. Mewakili perusahaan mengadakan perjanjian-perjanjian, merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas personalis yang bekerja pada perusahaan.
5. Menetapkan besarnya deviden perusahaan.
6. Mengangkat dan memberhentikan karyawan

Dalam melaksanakan tugasnya, direktur utama dibantu oleh 4 orang manager, yaitu:

1. Manager Administrasi dan umum
2. Manager pemasaran dan keuangan
3. Manager teknik dan produksi

a. Manager Administrasi dan Umum

Adapun tugas dan wewenang manager administrasi dan umum adalah:

1. Mengawasi dan bertanggung jawab dalam hal administrasi perusahaan.
2. Mengawasi dan bertanggung jawab untuk hal umum dalam perusahaan.

Manager administrasi dan umum ini dibantu oleh kepala bagian administrasi dan kepala bagian umum. Kemudian kepala bagian administrasi dibantu oleh kepala seksi administrasi dan kepala seksi personalia. Serta kepala bagian umum dibantu oleh kepala seksi umum, kepala seksi humas dan diklat, kepala seksi kesehatan serta seksi keamanan.

b. Manager Pemasaran

Manager pemasaran bertanggung jawab atas seluruh koordinasi dan pengawasan komersial perusahaan. Tugas dan wewenang adalah:

1. Membantu dan bertanggung jawab kepada direktur utama atas segala kegiatan yang menyangkut pemasaran produksi, kebijakan harga, dan distribusi produk yang dihasilkan perusahaan.
2. Mengkoordinasi, memimpin dan mengawasi bagian pemasaran yang mencakup pergudangan, pembelian bahan baku, distribusi dan seterusnya.
3. Manager pemasaran ini dibantu oleh beberapa kepala seksi seperti kepala seksi penjualan dan pengadaan serta kepala seksi distribusi dan promosi.

c. Manager Keuangan

Manager keuangan bertanggung jawab atas seluruh pengaturan segala urusan yang berhubungan dengan kekuasaan perusahaan serta kesejahteraan karyawan. Manager keuangan dibantu oleh satu orang kepala bagian dan kepala bagian dibantu oleh kepala seksi akuntansi dan kepala seksi keuangan.

d. Manager Teknik dan Produksi

Manager teknik dan produksi adalah membantu direktur utama untuk menangani permasalahan keteknikan dan proses produksi. Tugas dan wewenang manager teknik dan produksi adalah:

1. Menjalankan seluruh program dan kebijakan yang telah digariskan oleh dewan komisaris
2. Mengadakan pengawasan dan penelitian untuk melaksanakan program kerja bagian teknik dan produksi
3. Membantu dan bertanggung jawab kepada direktur utama atas segala sesuatu yang menyangkut tugasnya
4. Mengkoordinasi dan mengarahkan kegiatan bagian teknik dan produksi, rekayasa serta keselamatan kerja.

Dalam menjalankan tugasnya manager teknik dan produksi dibantu oleh 2 orang kepala bagian yaitu kepala bagian teknik dan kepala bagian produksi.

1. Kepala bagian teknik

Tugas dan wewenangnya adalah bertanggung jawab atas bidang keteknikan agar proses produksi berjalan lancar. Kepala bagian teknik ini dibantu oleh beberapa kepala seksi yaitu:

- a. Kepala Seksi Laboratorium
- b. Kepala Seksi Pengendalian Kualitas
- c. Kepala Seksi Pengendalian Lingkungan

2. Kepala Bagian Produksi

Tugas dan wewenangnya adalah pengaturan dan wewenang jalannya proses dari bahan baku sampai produk serta sarana yang berhubungan dengan proses. Kepala bagian produksi dibantu oleh:

- a. Kepala Seksi Proses

- b. Kepala Seksi Instrumentasi
- c. Kepala Seksi Mesin
- d. Kepala Seksi Listrik
- e. Kepala Seksi Utilitas

9.4.4 Staff Ahli

Staff ahli bertugas memberikan masukan berupa saran, nasehat, dan pandangan terhadap segala aspek operasioanal perusahaan.

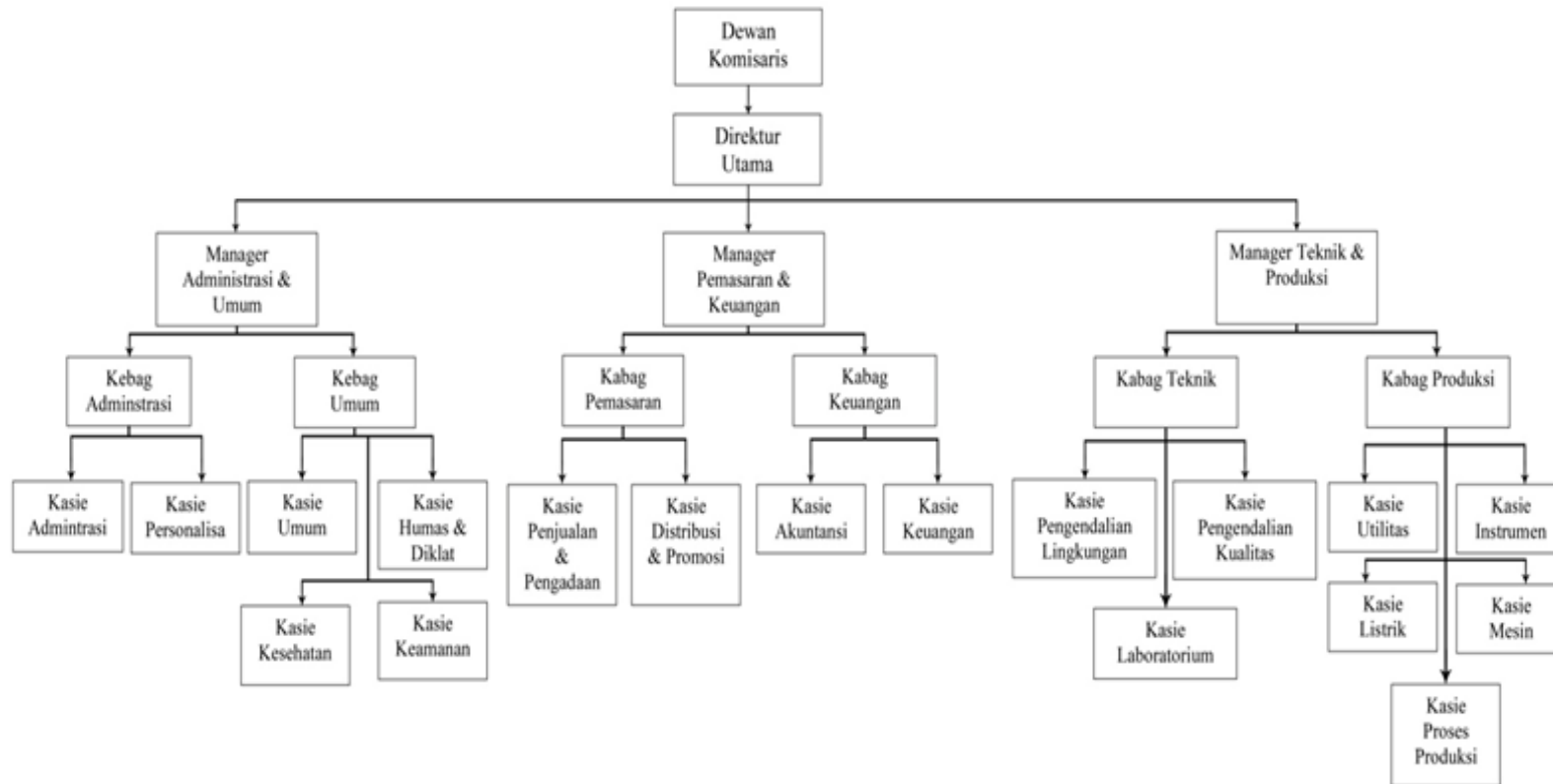
9.4.5 Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh direktur utama untuk menangani surat menyurat dalam perusahaan, menangani kearsipan, dan pekerjaan lainnya untuk membantu direktur utama dalam menanganu masalah administrasi perusahaan.

9.5 Manajemen

Manajemen merupakan suatu faktor yang sangat menentukan keberhasilan suatu perusahaan. Pengertian manajemen meliputi tugas dan fungsi yang berhubungan mulai dari saat pembentukan perusahaan tersebut beroperasi, serta menyangkut semua kebijakan yang penting agaidalam pengambilan keputusan yang tepat. Manajemen memiliki 3 pengertian yaitu:

1. Manajemen sebagai suatu proses
2. Manajemen sebagai kumpulan orang yang melakukan aktifitas
3. Manajemen sebagai suatu seni dan ilmu perancangan dan berfungsi untuk memimpin, mengarahkan, mendorong, mengawasi serta meneliti hasil suatu pekerjaan.



Gambar 9.1 Struktur Organisasi Pabrik Metilen Klorida

9.6 Sistem Kerja

Pabrik Metilen Klorida ini direncanakan akan beroperasi kontinyu selama 24 jam kerja perhari atau 330 hari pertahun, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta *shut down*. Sesuai dengan peraturan pemerintah jumlah jam kerja untuk karyawan yang bekerja dikantor, total jam kerja 40 jam dalam seminggu. Berdasarkan pengaturan jam kerja, karyawan digolongkan menjadi 2 golongan yaitu karyawan *non-shift* dan karyawan *shift*.

1. Karyawan *non-shift*, yaitu karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian administrasi, bagian gudang, dan lain-lain. Hari sabtu, minggu dan hari besar lainnya hari libur sesuai dengan undang-undang yang berlaku. Perincian jam kerja *non-shift* adalah:

Senin-kamis

- Pukul 07.00-12.00 WIB Waktu Kerja
- Pukul 12.00-13.30 WIB Waktu Istirahat
- Pukul 13.30-16.00 WIB Waktu Kerja

Jum'at

- Pukul 07.00-11.00 WIB Waktu Kerja
- Pukul 11.00-13.00 WIB Waktu Istirahat
- Pukul 14.00-17.00 WIB Waktu Kerja

2. Karyawan *shift*, yaitu karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi yang memerlukan pengawasan secara terus menerus selama 24 jam, misalnya bagian produksi, utilitas, generator, keamanan dan lain-lain.

Perincian jam kerja shift adalah:

- *Night* : Pukul 00.00-08.00 WIB
- *Day* : Pukul 08.00-16.00 WIB
- *Swing* : Pukul 16.00-24.00 WIB

Hari minggu dan hari libur lainnya karyawan shift tetap bekerja seperti biasa. Untuk itu karyawan *shift* dibagi dalam 4 regu dengan pengaturan dapat dilihat pada Tabel 9.1

Tabel 9.1 Pembagian Kerja *Shift* tiap regu

<i>Shift</i>	Tanggal														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
<i>Night</i>	D	A	A	B	B	C	C	C	D	D	A	A	B	B	B
<i>Day</i>	C	D	D	A	A	B	B	B	C	C	D	D	A	A	A
<i>Swing</i>	B	C	C	D	D	A	A	A	B	B	C	C	D	D	D
<i>off</i>	A	B	B	C	C	D	D	D	A	A	B	B	C	C	C

9.7 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada prarancangan pabrik, proses yang dilakukan terbagi dalam 3 tahap.

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi} &= 80.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 242,4242 \text{ ton/hari} \end{aligned}$$

Jumlah karyawan tiap proses:

$$\begin{aligned} M &= 20,6 \times P^{0,25} \\ &= 20,6 (242,4242)^{0,25} \\ &= 81,28515 \\ &= 81 \text{ orang.jam/hari.tahapan proses} \end{aligned}$$

Karena jumlah proses keseluruhan dibagi menjadi 3 tahap, maka:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan proses} &= 3 \text{ tahapan proses} \times 81 \text{ orang.jam/hari.tahapan proses} \\ &= 243 \text{ orang.jam/hari} \end{aligned}$$

Karena setiap shift bekerja selama 8 jam/hari, maka:

$$\text{Jumlah karyawan tiap shift} = \frac{243 \text{ orang.jam/hari}}{6 \text{ jam}} = 41 \text{ orang/shift}$$

Karena satu hari terdapat 4 shift kerja, maka:

$$\text{Karyawan proses} = 41 \text{ orang/shift} \times 4 \text{ shift} = 162 \text{ orang}$$

$$\text{Asumsi karyawan non proses} = 81 \text{ orang}$$

$$\text{Total jumlah karyawan} = 81 \text{ orang} + 162 \text{ orang} = 243 \text{ orang}$$

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik Metilen Klorida ini adalah sebanyak 243 orang.

9.8 Kesejahteraan Masyarakat

Untuk mencapai hasil yang maksimal dari setiap karyawan, maka harus didukung oleh fasilitas yang memadai. Fasilitas yang memadai pada pabrik Metilen Klorida ini adalah:

1. Fasilitas cuti tahunan dan tunjangan hari besar atau bonus.
2. Tunjangan kecelakaan kerja dan kematian yang diberikan pada karyawan yang meninggal dunia akibat kecelakaan kerja maupun yang diluar kerja yang berhubungan dengan pabrik
3. Transportasi bus karyawan
4. Penyediaan tempat beribadah, balai pertemuan, dan sarana olahraga
5. Fasilitas yang dilengkapi sarana air dan listrik serta informasi internet
6. Pelayanan kesehatan secara cuma-cuma dan beasiswa kepada anak karyawan yang berprestasi.

9.9 Pengaturan Gaji Karyawan

Penggajian karyawan pada suatu perusahaan didasarkan pada beberapa kriteria yaitu:

1. Jabatan
2. Tingkat pendidikan
3. Pengalaman kerja, keahlian, dan lama bekerja
4. Tingkat resiko dan keselamatan kerja

Adapun perincian gaji karyawan yang direncanakan pada pabrik Metilen Klorida yang diambil dari Upah Minimum Provinsi (UMK) Banten tahun 2023 yaitu sebesar Rp. 2.980.351 Perincian Gaji dilihat pada Tabel 9.2

Tabel 9.2 Perincian Gaji Karyawan

No	Golongan	Gaji/bulan (Rupiah)	Jumlah	Total (Rupiah)
1.	Dewan Komisaris	60.000.000	1	60.000.000
2.	Direktur Utama	50.000.000	1	50.000.000
3.	Direktur Teknik & Produksi	45.000.000	1	45.000.000

4.	Direktur Keuangan & Umum	45.000.000	1	45.000.000
No	Golongan	Gaji/bulan (Rupiah)	Jumlah	Total (Rupiah)
5.	Sekretaris	15.000.000	4	60.000.000
6.	Manager Administrasi & Umum	30.000.000	1	30.000.000
7.	Manager Pemasaran & Keuangan	30.000.000	1	30.000.000
8.	Manager Teknik dan Produksi	30.000.000	1	30.000.000
9.	Kabag Administrasi	15.000.000	1	15.000.000
10.	Kabag Umum	15.000.000	1	15.000.000
11.	Kabag Pemasaran	15.000.000	1	15.000.000
12.	Kabag Keuangan	15.000.000	1	15.000.000
13.	Kabag Teknik	15.000.000	1	15.000.000
14.	Kabag Produksi	15.000.000	1	15.000.000
15.	Kasei Administrasi	8.000.000	1	8.000.000
16.	Karyawan Administrasi	6.000.000	4	24.000.000
17.	Kasie Pemasaran	8.000.000	1	8.000.000
18.	Karyawan Pembelian	4.500.000	4	18.000.000
19.	Karyawan Pemasaran	4.500.000	4	18.000.000
20.	Kasei Personalia	8.000.000	1	8.000.000
21.	Karyawan Personalia	4.500.000	2	9.000.000
22.	Kasei Umum	8.000.000	1	8.000.000
23.	Staff Ahli	5.000.000	1	5.000.000
24.	Kasei Humas & Diklat	8.000.000	1	8.000.000
25.	Humas	5.000.000	2	10.000.000
26.	Unit Perserikatan Pekerja	4.500.000	2	9.000.000
27.	Kasei Kesehatan (Dokter)	10.000.000	1	10.000.000
28.	Perawat	5.000.000	3	15.000.000
29.	Karyawan Keselamatan	4.500.000	5	27.000.000
30.	Kasei Keamanan	8.000.000	1	8.000.000

31.	Petugas Keamanan	4.500.000	22	108.000.000
32.	Kasei Penjualan & Pengadaan	8.000.000	1	8.000.000
33.	Karyawan Gudang	4.500.000	4	18.000.000
34.	Kasei Distribusi & Promosi	8.000.000	1	8.000.000
35.	Karyawan Distribusi & Promosi	4.500.000	4	18.000.000
No	Golongan	Gaji/bulan (Rupiah)	Jumlah	Total (Rupiah)
36.	Karyawan Akutansi	4.500.000	3	13.500.000
37.	Kasei Akutansi	9.000.000	1	9.000.000
38.	Kasei Keuangan	9.000.000	1	9.000.000
39.	Karyawan Keuangan	4.500.000	3	13.500.000
40.	Kasei Utilitas	8.000.000	1	8.000.000
41.	Karyawan Utilitas	4.500.000	6	27.000.000
42.	Kasei Instrumen	8.000.000	1	8.000.000
43.	Karyawan Instrumen Kontrol	4.500.000	4	18.000.000
44.	Kasei Listrik	8.000.000	1	8.000.000
45.	Karyawan Instalasi Listrik	4.500.000	3	13.500.000
46.	Kasei Mesin	8.000.000	1	8.000.000
47.	Karyawan Mesin	6.000.000	5	30.000.000
48.	Karyawan Bengkel	5.000.000	9	50.000.000
49.	Kasei Proses Produksi	9.000.000	4	36.000.000
50.	Karyawan Proses Produksi	6.000.000	90	558.000.000
51.	Karyawan Laboratorium	6.000.000	8	48.000.000
52.	Supir	5.000.000	9	45.000.000
53.	Petugas Kebersihan	4.500.000	10	67.500.000
Jumlah			243	1.752.500.000

9.10 Tingkat Pendidikan dan Tenaga Kerja

Untuk meningkatkan efisiensi kerja maka penempatan tenaga kerja harus berdasarkan tingkat pendidikan, disiplin ilmu dan pengalaman. Hubungan tingkat pendidikan jabatan karyawan diperlihatkan pada Tabel 9.3.

Tabel 9.3 Jabatan Karyawan Berdasarkan Tingkat Pendidikan

No.	Jabatan	Pendidikan	Disiplin Ilmu
1.	Dewan Komisaris	S2	Teknik Kimia/Teknik
2.	Direktur Utama	S2	Teknik Kimia
3.	Sekretaris	S1	Adm. Perkantoran
4.	Manager Administrasi dan Umum	S1	Ekonomi
5.	Manager Pemasaran dan Keuangan	S1	Teknik Industri/Ekonomi
6.	Manager Teknik dan Produksi	S1	Teknik Kimia/Teknik
7.	Kabag Administrasi	S1	Ekonomi
8.	Kabag Pemasaran	S1	Ekonomi/Manajemen
9.	Kabag Umum	S1	Ekonomi/Hukum
10.	Kabag Keuangan	S1	Ekonomi/Akutansi
11.	Kabag Teknik	S1	Teknik
12.	Kabag Produksi	S1	Teknik Kimia/Teknik
13.	Kasei Administrasi	S1	Ekonomi/Manajemen
14.	Karyawan Administrasi	S1	Ekonomi/Manajemen
15.	Kasie Pemasaran	S1	Ekonomi/Manajemen
16.	Karyawan Pembelian	S1	Manajemen
17.	Karyawan Pemasaran	D3	Manajemen
18.	Kasei Personalia	S1	Ekonomi/Hukum
19.	Karyawan Personalia	S1	Manajemen
20.	Kasei Umum	S1	Hukum
21.	Staff Ahli	S1	Hukum/Administrasi Publlik
22.	Kasei Humas & Diklat	S1	Hukum/Manajemen
23.	Humas	S1	Hukum
24.	Unit Perserikatan Pekerja	S1	Hukum/Manajemen
25.	Kasei Kesehatan (Dokter)	S1	Kedokteran
26.	Perawat	D3	Keperawatan
27.	Karyawan Keselamatan	S1	Teknik Sertifikasi K3
28.	Kasei Keamanan	D3	Semua Jurusan
29.	Petugas Keamanan	S1	Teknik Kimia/Teknik
30.	Kasei Penjualan & Pengadaan	D3	Manajemen

31.	Karyawan Gudang	SMK/SMA	Semua Jurusan
32.	Kasei Distribusi & Promosi	D3	Manajemen Pemasaran
33.	Karyawan Distribusi & Promosi	SMK/SMA	Semua Jurusan
34.	Kasei Akutansi	D3	Akutansi
35.	Karyawan Akutansi	SMK/SMA	Akutansi
36.	Kasei Keuangan	S1	Ekonomi
37.	Karyawan Keuangan	D3	Ekonomi/Manajemen
38.	Kasei Utilitas	S1	Teknik Elektro/Teknik
39.	Karyawan Utilitas	D3	Teknik Elektro
40.	Kasei Instrumen	S1	Teknik Elektro/Teknik
41.	Karyawan Instrumen Kontrol	D3	Teknik Elektro/Teknik
42.	Kasei Listrik	D3	Teknik Elektro/Teknik
43.	Karyawan Instalasi Listrik	D3	Teknik Elektro/Teknik
44.	Kasei Mesin	S1	Teknik Mesin/Teknik
45.	Karyawan Mesin	SMK/SMA	Teknik Mesin
46.	Karyawan Bengkel	D3	Teknik Mesin
47.	Kasei Proses Produksi	S1	Teknik Kimia
48.	Karyawan Proses Produksi	D3/S1	Teknik Kimia/Teknik
49.	Karyawan Laboratorium	D3/S1	MIPA Kimia
50.	Supir	SMA/SMK	Semua Jurusan
51.	Petugas Kebersihan	SMA/SMK	Semua Jurusan

9.11 Kesejahteraan Tenaga Kerja

Salah satu faktor yang mempengaruhi dalam meningkatkan efektifitas kerja pada perusahaan ini adalah kesejahteraan bagi karyawan. Kesejahteraan karyawan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

1. Gaji pokok berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
2. Tunjangan
 - a. Tunjangan jabatan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
 - b. Tunjangan lembur berdasarkan jabatan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
3. Cuti
 - a. Cuti tahunan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
 - b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

4. Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.
5. Pengobatan
 - a. Biaya pengobatan karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
 - b. Biaya pengobatan karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diluar berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.
6. Jaminan Sosial Tenaga Kerja (Jamsostek)

Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan Rp. 1.000.000,- perbulan.

BAB X

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

10.1 Instrumentasi

Instrumentasi adalah peralatan yang dipakai didalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya suatu proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrumentasi merupakan suatu hal yang sangat penting karena adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan sangat penting karena dengan adanya rangkaian instrumen tersebut maka semua operasi peralatan yang ada didalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Alat-alat instrumentasi dipasang pada setiap alat proses dengan tujuan agar sarjana teknik dapat memantau dan mengontrol kondisi di lapangan. Dengan adanya instrumentasi ini, para sarjana teknik dapat segera melakukan tindakan apabila terjadi kejanggalaan dalam proses. Namun pada dasarnya, tujuan pengendalian tersebut adalah agar kondisi proses pabrik mencapai tingkat kesalahan (error) yang paling minimum sehingga produk dan operasi dapat dihasilkan secara optimal (Considine, 1985).

Instrumentasi merupakan sistem dan susunan yang dipakai dalam suatu proses kontrol yang mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil yang sesuai yang diharapkan. Di dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrumen merupakan suatu hal yang penting karena adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol secara cermat dan efisien. Dengan demikian, kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan (Ulrich, 1984).

Fungsi instrumentasi adalah sebagai pengontrol (*controller*), penunjuk (*indicator*), pencatat (*recorder*), dan pemberi tanda bahaya (*alarm*). Instrumentasi bekerja dengan tenaga mekanik atau tenaga listrik dan pengontrolannya dapat dilakukan secara manual atau otomatis. Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses tergantung pada pertimbangan ekonomi dan sistem peralatan itu sendiri. Pada pemakaian alat-alat instrumen juga harus ditentukan apakah alat-alat tersebut

dipasang diatas papan instrumen dekat peralatan proses (kontrol manual) atau disatukan dalam suatu ruang kontrol yang dihubungkan dengan peralatan (kontrol otomatis) (Timmerhaus, 2004). Variabel-variabel proses yang biasanya dikontrol/diukur oleh instrumen adalah:

1. Variabel utama, seperti temperatur, tekanan, laju alir, dan level cairan.
2. Variabel tambahan, seperti densitas, viskositas, panas spesifik, konduktivitas, pH, humiditas, titik embun, komposisi kimia, kandungan kelembaban, dan variabel lainnya (Considine, 1985).

Pada dasarnya sistem pengendalian terdiri dari:

1. *Sensing Element / Elemen Perasa (Primary Element)*
Elemen yang merasakan (menunjukkan) adanya perubahan dari harga variabel yang diukur.
2. Elemen pengukur (*measuring element*)
Elemen pengukur adalah suatu elemen yang sensitif terhadap adanya perubahan temperatur, tekanan, laju aliran maupun tinggi fluida.
3. Elemen pengontrol (*controlling element*)
Elemen pengontrol yang menerima sinyal kemudian akan segera mengatur perubahan-perubahan proses tersebut sama dengan nilai yang diinginkan.
4. Elemen pengontrol akhir (*final control element*)
Elemen ini merupakan elemen yang akan mengubah masukan yang keluar dari elemen pengontrol ke dalam proses sehingga variabel yang diukur tetap berada dalam batas yang diinginkan dan merupakan hasil yang dikehendaki (Considine, 1985).

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam instrumen-instrumen adalah:

1. *Range* yang diperlukan untuk pengukuran
2. *Level* instrumentasi
3. Ketelitian yang dibutuhkan
4. Bahan konstruksinya
5. Pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi proses

(Timmerhaus, 2004)

Instrumentasi yang umum digunakan dalam pabrik adalah:

1. Untuk variabel temperatur
 - a. *Temperature Controller* (TC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperature dari suatu alat. Menggunakan *Temperature Controller* (TC), para *engineer* juga dapat melakukan pengendalian terhadap peralatan sehingga temperature peralatan tetap berada dalam range yang diinginkan. *Temperature Controller* terkadang mencatat temperature dari suatu peralatan secara berkala *Temperature Recorder* (TR).
 - b. *Temperature Indicator Controller* (TIC) adalah Instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tempature suatu alat.
2. Untuk variabel ketinggian permukaan cairan
 - a. *Level Controller* (LC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengatami ketinggian cairan didalam suatu alat. Menggunakan *Level Controller*, para *engineer* juga dapat melakukan pengendalian ketinggian cairan didalam peralatan tersebut.
 - b. *Level Indicator Controller* (LIC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati cairan didalam suatu alat.
3. Untuk variabel tekanan
 - a. *Pressure Controller* (PC) adalah inrtumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi dari suatu alat. Para *engineer* juga dapat melakukan perubahan tekanan dari peralatan operasi. *Pressure Controller* dapat di juga dilengkapi pencatatan tekanan dari suatu peralatan secara berkala *Pressure Recorder* (PR).
 - b. *Pressure Indicator Controller* (PIC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi dari suatu alat.
4. Untuk variabel aliran cairan
 - a. *Flow Controller* (FC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.
 - b. *Flow Indicator Controller* (FIC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan suatu alat.

- c. *Flow Ratio Controller* (FRC) adalah instrumentasi yang dipasang untuk menjaga aliran masuk agar sesuai dengan perbandingan bahan yang ditentukan.

(Considine, 1985)

Instrumentasi yang digunakan dalam pabrik metilen klorida ini disajikan dalam Tabel 10.1.

Tabel 10.1 Daftar Penggunaan Instrumentasi Pada Prarancangan Pabrik Metilen Klorida Menggunakan Proses Termal Klorinasi

No.	Nama Alat	Jenis Instrumentasi
1.	Tangki Bahan Baku	<i>Level Controller</i> (LC)
2.	Tangki Produk	<i>Flow Controller</i> (FC) <i>Level Controller</i> (LC)
3.	Pompa	<i>Pressure Controller</i> (PC)
4.	Kompresor	<i>Pressure Controller</i> (PC)
5.	<i>Heat Exchanger</i>	<i>Temperature Controller</i> (TC) <i>Flow Controller</i> (FC)
6.	<i>Cooler</i>	<i>Temperature Controller</i> (TC) <i>Flow Controller</i> (FC)
7.	<i>Heater</i>	<i>Temperature Controller</i> (TC) <i>Flow Controller</i> (FC)
8.	<i>Reboiler</i>	<i>Temperature Controller</i> (TC) <i>Flow Controller</i> (FC)
9.	<i>Condensor</i>	<i>Temperature Controller</i> (TC) <i>Flow Controller</i> (FC)
10.	<i>Reactor</i>	<i>Temperature Controller</i> (TC) <i>Flow Controller</i> (FC) <i>Pressure Controller</i> (PC)
11.	<i>Separator</i>	<i>Temperature Controller</i> (TC) <i>Pressure Controller</i> (PC)

12.	Kolom Distilasi	<i>Pressure Controller (PC)</i> <i>Flow Controller (FC)</i> <i>Temparutre Controller (TC)</i>
13.	<i>Pressure Reducing Valve (PRV)</i>	<i>Flow Controller (FC)</i> <i>Pressure Controller (PC)</i>

10.2 Sistem Kontrol

10.2.1 Tujuan Sistem Pengontrolan

Menurut Manurung (2000) tujuan dari sistem pengontrolan dalam menjalankan operasi pada suatu pabrik adalah keamanan, spesifikasi produk, peraturan lingkungan, kendala-kendala operasi dan ekonomis. Berikut adalah keterangan dari pengertian tersebut.

1. Keamanan (*Safety*)

Keamanan dalam operasi suatu pabrik kimia merupakan kebutuhan primer untuk orang-orang yang bekerja di pabrik tersebut dan bagi kelangsungan perusahaan. Untuk menjaga keamanan tersebut, berbagai kondisi operasi pabrik seperti tekanan operasi, temperatur, konsentrasi bahan kimia dan lain-lain harus dijaga tetap dalam batasan-batasan tertentu yang diizinkan.

2. Spesifikasi Produk (*Production specification*)

Suatu pabrik harus menghasilkan produk dalam jumlah dan kualitas tertentu yang diinginkan, dengan demikian dibutuhkan suatu sistem pengendali untuk menjaga tingkat produksi dan kualitas produk yang diinginkan.

3. Peraturan Lingkungan (*Environmental constraints*)

Terdapat berbagai peraturan lingkungan yang memberikan syarat-syarat tertentu bagi berbagai buangan pabrik kimia agar tidak mencemari lingkungan sekitar.

4. Kendala-kendala Operasi (*Operasional constraints*)

Peralatan-peralatan yang digunakan dalam operasi pabrik kimia memiliki kendala-kendala operasional tertentu yang harus dipenuhi.

5. Ekonomis (*Economics*)

Operasi kimia ditujukan untuk memberikan keuntungan yang maksimum, sehingga pabrik harus dijalankan pada kondisi yang menyebabkan biaya bahan baku menjadi minimum dan laba yang diperoleh menjadi maksimum.

10.3 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Pada Pabrik Metilen Klorida

Suatu usaha perencanaan dalam pengaturan peralatan pabrik sehingga seluruh karyawan, masyarakat sekitar dan lingkungan terhindari dari bahaya yang ditimbulkan oleh pabrik.

Dalam melaksanakan pekerjaan setiap karyawan perlu disiplin untuk menghindari bahaya yang mungkin terjadi. Dengan adanya keselamatan kerja suatu pabrik, berarti ada usaha untuk menciptakan lingkungan kerja yang aman, bebas dari kecelakaan, kehancuran, dan kebocoran. Selain bahaya yang bersumber dari dalam pabrik, bahaya dapat berasal dari luar pabrik, seperti angin, gempa, dan petir.

Usaha-usaha yang perlu diperhatikan untuk menanggulangi bahaya- bahaya yang mungkin terjadi adalah sebagai berikut:

1. Tangki dipilih yang tahan tekanan, tahan korosi dan dilengkapi dengan *manhole* dan *handhole* untuk pemeriksaan dan pemeliharaan (*maintance*).
2. Memakai jaket untuk mencegah kebocoran pada suatu sistem perpipaan.
3. Pipa-pipa yang dialirkan fluida panas dan beracun diberikan warna kontras dan dipasang jauh dari tempat karyawan lewat.
4. Lampu – lampu penerangan pada pabrik harus dipasang lebih memadai.
5. Kabel – kabel listrik pada area proses diberikan isolasi khusus yang tahan terhadap panas.
6. Bangunan-bangunan yang tinggi harus diberikan penangkal petir.
7. Ventilasi udara untuk laboratorium dan ruangan penyimpanan bahan kimia harus cukup agar sirkulasi udara baik.
8. Sistem pemadam kebakaran desesuai dengan jenis proses.
9. Bagi petugas, pekerja maupun pengunjung tidak dibenarkan merokok, membawa mancis atau korek api ke tempat berbahaya yang dapat menyebabkan terjadinya kebakaran.

10. Memasang alarm atau tanda bahaya kebakaran,
11. Pengontrolan harus diadakan secara periodik untuk semua peralatan dan instalasi pabrik.

Untuk mencapai keselamatan bagi setiap karyawan pabrik metilen klorida perlu dilakukan pembekalan bagi karyawan dengan keterampilan menggunakan peralatan secara benar dan cara-cara mengatasi kecelakaan kerja. Maka ditambah nilai – nilai disiplin bagi para karyawan yaitu:

- 1) Mengikuti pedoman-pedoman yang sesuai dalam bertugas,
- 2) Mematuhi setiap peraturan dan ketentuan yang ada,
- 3) Memiliki keterampilan untuk mengatasi kecelakaan dengan menggunakan peralatan yang ada,
- 4) Melaporkan dengan segera setiap kecelakaan atau kejadian yang merugikan pada atasan,
- 5) Mengingatkan karyawan akan perbuatan yang dapat menimbulkan bahaya,
- 6) Mengontrol secara periodik terhadap alat instalasi pabrik oleh petugas *maintenance*.

Keselamatan secara mekanis juga perlu dilakukan dikarenakan bahaya mekanis ini biasanya disebabkan oleh pengejaaraan konstruksi yang tidak memenuhi syarat dan standar yang berlaku. Hal – hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah:

- 1) Konstruksi harus mendapatkan perhatian yang cukup tinggi.
- 2) Pemasangan alat-alat kontrol yang baik yang sesuai serta pengamanan.
- 3) Perencanaan peralatan harus sesuai dengan aturan yang berlaku baik pemilihan bahan konstruksi maupun faktor lain,
- 4) Alat-alat yang dipasang dengan penahan yang cukup kuat, untuk mencegah a. kemungkinan jatuh dan terguling,
- 5) Peralatan yang berbahaya, seperti reaktor bertekanan tinggi, harus diberi pagar pengaman,
- 6) Ruang gerak karyawan harus cukup lapang dan tidak menghambat.

10.3.1 Sebab – Sebab Terjadi Kecelakaan

Secara umum sebab terjadinya kecelakaan sebagai berikut:

1. Lingkungan fisik

Lingkungan fisik meliputi mesin, peralatan, bahan produksi, lingkungan kerja, penerangan, dan lain-lain.

Kecelakaan terjadi akibat:

- a) Kesalahan perencanaan
- b) Rusaknya peralatan
- c) Kesalahan waktu pembelian
- d) Terjadi ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol.
- e) Penyusunan peralatan dan bahan konstruksi yang kurang tepat.

2. Manusia (karyawan)

Kecelakaan yang disebabkan oleh manusia (karyawan) antara lain:

- a) Kurangnya pengetahuan dan keterampilan karyawan
- b) Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.

3. Sistem manajemen

Adapun kecelakaan yang disebabkan oleh sistem manajemen adalah:

- a) Kurangnya perhatian terhadap keselamatan kerja.
- b) Kurangnya penerapan prosedur kerja dengan baik.
- c) Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan pabrik dan modifikasi pabrik.
- d) Tidak mengadakan inspeksi peralatan.
- e) Kurang perhatian pada sistem penanggulangan bahaya.

10.3.2 Alat Pelindung Diri (APD)

Alat Pelindung Diri (APD) merupakan kelengkapan yang wajib digunakan saat bekerja sesuai dengan bahaya dan risiko untuk menjaga keselamatan pekerja itu sendiri dan orang sekelilingnya. Kewajiban itu sudah disepakati oleh pemerintah melalui Departemen Tenaga Kerja Republik Indonesia (DEPNAKER RI).

Semua jenis APD harus digunakan sebagaimana mestinya serta menggunakan pedoman yang benar-benar sesuai dengan standar keselamatan kerja yaitu Kesehatan, Keselamatan, Kerja, dan Lingkungan (K3L).

Hukum yang mendasari adalah:

1. Undang – undang No.1 Tahun 1970.
 - a) Pasal 3 Ayat (1) butir f: Dengan peraturan perundangan ditetapkan syarat – syarat untuk memberikan APD.
 - b) Pasal 9 Ayat (1) butir e: Pengurus diwajibkan menunjukkan dan menjelaskan pada tiap tenaga kerja baru tentang APD.
 - c) Pasal 12 Ayat (1) butir b: Dengan peraturan perundangan diatur kewajiban atau hak tenaga kerja untuk memakai APD.

2. Permenakertrans No.Per.01/MEN/2020

Pasal 4 Ayat (3) menyebutkan kewajiban pengurus menyediakan alat perlindungan diri dan wajib bagi tenaga kerja untuk menggunakannya untuk pencegahan penyakit akibat kerja.

3. Permenakertrans No.Per.03/MEN/2020

Pasal 2 butir 1 menyebutkan memberikan nasehat mengenai perencanaan dan pembuatan tempat kerja, pemilihan alat pelindung diri yang diperlukan dan gizi serta penyelenggaraan makanan tempat kerja.

4. Permenakertrans No.Per.03/MEN/2020

Pasal 2 Ayat (2) menyebutkan tenaga kerja harus memakai alat perlindungan diri yang berupa pakai kerja, sarungan tangan, kacamata pelindung atau pelindung wajah dan perlindungan pernafasan.

10.3.3 Macam-macam Alat Perlindungan Diri (APD)

Upaya peningkatan kesehatan keselamatan kerja (K3) bagi karyawan pada pabrik ini adalah dengan menyediakan fasilitas sesuai bidang kerjanya. Fasilitas yang diberikan adalah melengkapi karyawan dengan peralatan perlindungan diri sebagai berikut:

1. Helm
2. Pakaian dan perlengkapan pelindung
3. Sepatu pengaman

4. Pelindung mata
5. Masker udara
6. Sarung tangan
7. *Ear plug* (pelindung telinga)

10.4 Potensi Bahaya di Pabrik Metilen Klorida

Secara umum, berdasarkan potensi bahaya yang berkaitan dengan industri kimia dapat dikelompokkan menjadi bahaya kimia, bahaya fisik, dan bahaya biologi. Ada beberapa potensi bahaya paling tinggi di pabrik metilen klorida yaitu *Hazardous Chemical Exposures, Poisoning By Toxic Materials, Thermal Hazards, Pencemaran lingkungan dan Exposures caused by pressurized gases and liquids.*

1. *Hazardous Chemical Exposures*, eksposur bahan kimia berbahaya yang dapat muncul melalui tumpahan bahan kimia, dan percikan. Contohnya Metil klorida, dan metilen klorida.
2. *Poising By Toxic Materials*, keracunan oleh bahan yang beracun yang disebabkan oleh kebocoran metil klorida, dan metilen klorida.
3. *Thermal Hazard*, banyak proses dan peralatan di pabrik Metilen klorida yang beroperasi pada suhu tinggi dan langsung mengekspos lingkungan yang panas, permukaan yang panas dan radiasi suhu yang tinggi.
4. Pencemaran lingkungan, tumpahan kimia & limbah adalah faktor umum kontaminasi lingkungan. Langkah pertama yang harus diikuti adalah membuat daftar yang mengandung bahan kimia berbahaya yang digunakan di lokasi pabrik. Setelah itu, lihat setiap *Material safety data sheet (MSDS)* untuk mengidentifikasi bahaya. Dari MSDS, kita dapat mengenali pengendalian bahaya yang berbeda untuk setiap bahan kimia. Beberapa bahan kimia yang ditemukan dalam operasi pabrik Metilen klorida adalah Metil klorida, Hidrogen, dan Metilen klorida. Jangan lupa untuk memperbarui daftar bahaya kimia secara teratur atau jika ada perubahan. Hal ini sangat penting dan secara langsung akan mempengaruhi daftar identifikasi bahaya.

5. *Explosion caused by pressurized gases and liquids*, ledakan yang disebabkan oleh gas dan cairan bertekanan yang dapat terjadi pada tangki bahan baku, *reactor* dan alat lainnya.

10.5 Identifikasi Bahaya di Pabrik Metilen Klorida

Identifikasi bahaya di pabrik metilen klorida perlu dilakukan identifikasi agar bahan kimia yang digunakan dapat di kontrol dengan sesuai standar yang berlaku dalam industri kimia agar tidak terjadi suatu yang tidak diinginkan. Bahan kimia yang digunakan dalam pabrik metilen klorida sebagai berikut:

1. Metil Klorida



(a)

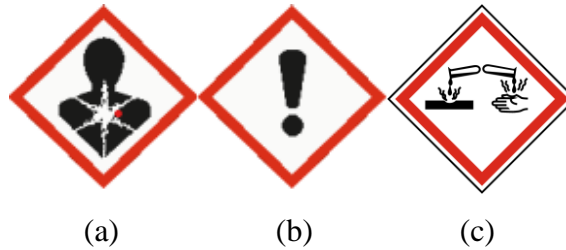
(b)

(c)

- a. *Flammable* (Mudah Terbakar)
- Bahan tidak boleh dipanaskan secara langsung menyebabkan kenaikan tekanan dengan risiko meledak
 - Sangat mudah terbakar.
 - Jangan membuang cairan mudah terbakar dalam bak cuci
 - Jangan menyimpan bahan yang mudah terbakar dengan bahan pengoksidasi
 - Bahan yang mudah mengalami perubahan kimia yang cepat pada suhu dan tekanan tinggi.
- b. *Serious Health Hazard*
- Dapat menyebabkan kerusakan genetik.
 - Dapat menyebabkan mengantuk dan pusing.
 - Dapat menyebabkan kanker.
- c. *Irritant* (Iritasi)
- Padatan maupun cairan yang jika terjadi kontak secara langsung dan/atau terus menerus dengan kulit atau selaput lendir dapat menyebabkan iritasi atau peradangan.

- Toksisitas sistemik pada organ target spesifik karena paparan tunggal dapat menyebabkan iritasi pernafasan, mengantuk, atau pusing.
- Sensitivitas pada kulit yang dapat menyebabkan reaksi alergi pada kulit; dan/atau kerusakan parah pada mata yang dapat menyebabkan iritasi serius.

2. Klorin



a. *Serious Health Hazard*

- Dapat menyebabkan kerusakan genetik.
- Dapat menyebabkan mengantuk dan pusing.
- Dapat menyebabkan kanker.

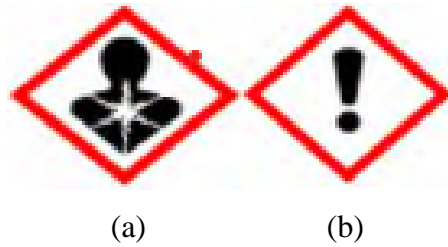
b. *Irritant (Iritasi)*

- Padatan maupun cairan yang jika terjadi kontak secara langsung dan/atau terus menerus dengan kulit atau selaput lendir dapat menyebabkan iritasi atau peradangan.
- Toksisitas sistemik pada organ target spesifik karena paparan tunggal dapat menyebabkan iritasi pernafasan, mengantuk, atau pusing.
- Sensitivitas pada kulit yang dapat menyebabkan reaksi alergi pada kulit; dan/atau kerusakan parah pada mata yang dapat menyebabkan iritasi serius.

c. *Corrosive (Korosif)*

- Bahaya jika kontak dengan kulit atau mata.
- Dapat merusak jaringan organik dan logam.

3. Metilen Klorida

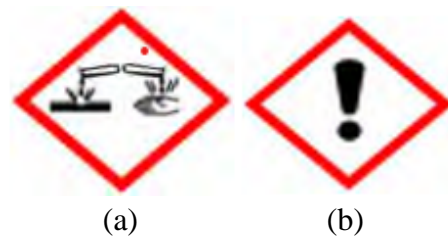
a. *Health Hazard*

- Dapat menyebabkan kerusakan genetik.
- Dapat menyebabkan mengantuk dan pusing.
- Dapat menyebabkan kanker.

b. *Irritant (Iritasi)*

- Padatan maupun cairan yang jika terjadi kontak secara langsung dan/atau terus menerus dengan kulit atau selaput lendir dapat menyebabkan iritasi atau peradangan.
- Toksisitas sistemik pada organ target spesifik karena paparan tunggal dapat menyebabkan iritasi pernafasan, mengantuk, atau pusing.
- Sensitivitas pada kulit yang dapat menyebabkan reaksi alergi pada kulit; dan/atau kerusakan parah pada mata yang dapat menyebabkan iritasi serius.

4. Hidrogen Klorida

a. *Corrosive (Korosif)*

- Bahaya jika kontak dengan kulit atau mata.
- Dapat merusak jaringan organik dan logam.

b. *Irritant (Iritasi)*

- Padatan maupun cairan yang jika terjadi kontak secara langsung dan/atau terus menerus dengan kulit atau selaput lendir dapat menyebabkan iritasi atau peradangan.

- Toksisitas sistemik pada organ target spesifik karena paparan tunggal dapat menyebabkan iritasi pernafasan, mengantuk, atau pusing.
- Sensitivitas pada kulit yang dapat menyebabkan reaksi alergi pada kulit; dan/atau kerusakan parah pada mata yang dapat menyebabkan iritasi serius.

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Kelayakan suatu pabrik selain mempertimbangkan faktor teknis juga harus ditinjau dari segi ekonomis, apakah menguntungkan atau tidak. Untuk hal tersebut perlu dilakukan perhitungan atau analisa ekonomi terhadap pabrik tersebut. Faktor-faktor yang harus diperhatikan adalah laju pengembalian modal dan titik impas produksi (*Break Even Point*).

11.1 Modal yang Ditanamkan (*Capital Investment*)

Capital investment adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik dan menjalankan pada masa *start-up* sampai diyakini pabrik berjalan dengan normal. *Capital investment* terdiri dari biaya untuk mendirikan pabrik (*Fixed Capital Investment*) dan biaya untuk menjalankan pabrik dalam waktu tertentu (*Working Capital Investment*).

Perhitungan *capital investment* yang diperlukan dalam proses persiapan pabrik ini dilakukan dengan menggunakan studi pendekatan yaitu metode *study estimate*, dimana *capital investment* dihitung berdasarkan harga peralatan pabrik. Berdasarkan pada perhitungan pada lampiran F, diperoleh *Total Capital Investment* yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik Metilen Klorida sebesar **Rp. 384.390.533.509,17** -. Sumber modal yang direncanakan dari modal pinjaman 40% dan modal sendiri 60%.

11.2 Biaya Produksi (*Production Cost*)

Biaya produksi yaitu biaya yang diperlukan untuk mengoperasikan pabrik. Biaya produksi dapat dibagi menjadi dua bagian yaitu *Manufacturing Cost* dan *General Expanse*. *Manufacturing Cost* yaitu biaya yang berhubungan dengan produksi langsung, biaya tetap dan biaya *overhead*. *General expense* yaitu biaya yang dikeluarkan untuk keperluan administrasi, distribusi, dan penjualan produk, penelitian dan pembiayaan lainnya.

11.3 Analisa Keuntungan dan Kerugian

Analisa keuntungan (profitabilitas) dapat dilakukan dengan metode *Cash Flow*. Analisa laba dan rugi meliputi:

- a. Laba kotor dan laba bersih
- b. Laju pengembalian modal (*Internal Rate Of Return*)
- c. Waktu pengembalian modal (*Pay Out Time*)
- d. Titik impas (*Break Event Point*)

Pada perhitungan analisa laba dan rugi ini dilakukan beberapa asumsi dan ketentuan yang mendekati keadaan real.

1. Usia pabrik diperkirakan 20 tahun. Kapasitas produksi masing-masing adalah:

Tahun ke-1	= 80%
Tahun ke-2	= 90%
Tahun ke-3 hingga ke-18	= 100%
Tahun ke-19	= 90%
Tahun ke-20	= 80%
2. Bunga pinjaman sebesar 12,28 % per tahun (Bank Indonesia, 2023)
3. Inflasi sebesar 3,27% (Bank Indonesia, 2023)
4. Masa konstruksi pabrik dan bangunan 2 tahun
5. Pajak penghasilan 25% per tahun (PP No. 7 Tahun 1983 tentang Pajak Penghasilan)

11.3.1 Laba Kotor dan Laba Bersih

Laba adalah hasil yang diperoleh dari total penjualan dikurangi total ongkos produksi. Laba yang diperoleh sebelum dikurangi pajak penghasilan disebut laba kotor, sedangkan laba yang diperoleh setelah dikurangi pajak penghasilan disebut laba bersih.

11.3.2 Internal Rate Of Return (IRR)

Internal Rate Of Return adalah perbandingan antara laba yang diperoleh tiap tahun terhadap modal yang ditanamkan. *Internal Rate of return* (IRR) dapat digunakan untuk mengetahui apakah pabrik layak didirikan atau tidak. Apabila

IRR yang diperoleh lebih besar dari laju bunga uang yang didepositokan di bank, yaitu sebesar 12,28% maka pabrik dikatakan layak didirikan ditinjau dari segi ekonomis. Berdasarkan pada perhitungan pada lampiran F, bahwa pada pabrik Metilen Klorida ini di peroleh IRR lebih besar dari laju bunga uang yang didepositokan IRR yang didapat dari perhitungan sebesar **45,12%**.

11.3.3 *Pay Out Time (POT)*

Pay out time adalah lamanya waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang dipinjamkan untuk mendirikan pabrik. Untuk pabrik Metilen Klorida yang direncanakan ini diperoleh POT selama **2,06 tahun**, untuk industri kimia dengan resiko rendah *max acceptabel* POT 5 Tahun (Aries & Newton, 1955).

11.3.4 *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik dimana hasil penjualan sama dengan biaya yang dikeluarkan untuk produksi. Berdasarkan pada hasil perhitungan yang terdapat pada lampiran F dapat diketahui BEP-nya sebesar **32%**. Dari batasan literatur yang didapat untuk pabrik kimia di Indonesia BEP dikatakan layak karena masih didalam batasan. Menurut Aries & Newton rentan BEP untuk industri pabrik kimia 40%-60%.

No	Keterangan	Perhitungan	Batasan
1	IRR	45,12%	>Persen bunga pinjaman
2	POT sesudah pajak	2,06 tahun	<i>Max Acceptabel</i> 5 tahun (Aries & Newton, 1955)
3	<i>Break Even Point</i>	32%	40-60% (Aries & Newton, 1955)

11.4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi

Hasil perhitungan analisa ekonomi berdasarkan pada lampiran F adalah sebagai berikut:

Total Capital Investment, (TCI)	= Rp. 384.390.533.509,17 -.
Modal sendiri (Equity), 60% TCI	= Rp. 230.634.320.106
Modal pinjaman (Loan), 40% TCI	= Rp. 153.756.213.404

Biaya Produksi, TPC	= Rp. 1.723.357.687.823
Depresiasi 20 tahun umur pabrik	= Rp. 653.463.906.966
Depresiasi per tahun	= Rp. 32.673.195.348
Harga Jual Produk	= Rp. 1.928.311.502.120
Laba Kotor	= Rp. 204.953.814.297,7,-
Laba Bersih	= Rp. 153.715.360.723,28,-

Perhitungan analisa ekonomi yang lebih jelas dapat dilihat pada Lampiran F.

BAB XII

PENUTUP

Hasil analisa perhitungan pada Pra Rancangan Pabrik Metilen Klorida dengan kapasitas produksi 80.000 ton/tahun diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu:

1. Kapasitas produksi Metilen Klorida ton/tahun menggunakan bahan baku metil klorida sebanyak 6.289,39 kg/jam dan klorin sebanyak 8.390,21 kg/jam.
2. Bentuk badan usaha yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT). Bentuk organisasi yang direncanakan adalah garis dan staf dengan jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan 243 orang.
3. Lokasi pabrik direncanakan di daerah Cilegon, Kabupaten Serang, Banten. Karena berbagai pertimbangan antara lain kemudahan mendapatkan bahan baku, daerah pemasaran, sarana transportasi yang mudah dan cepat.
4. Luas tanah yang dibutuhkan adalah 62.300 m².
5. Analisa ekonomi:
 - a) Total Capital Investment, (TCI) = Rp. 384.390.533.509
 - b) Modal sendiri (Equity), 60% TCI = Rp. 230.634.320.106
 - c) Modal pinjaman (Loan), 40% TCI = Rp. 153.756.213.404
 - d) Biaya Produksi, TPC = Rp. 1.723.357.687.822,56
 - e) Depresiasi 20 tahun umur pabrik = Rp. 653.463.906.966
 - f) Depresiasi per tahun = Rp. 32.673.195.348
 - g) Harga Jual Produk = Rp. 1.928.311.502.120
 - h) Laba Kotor = Rp. 204.953.814.297,7
 - i) Laba Bersih = Rp. 153.751.360.723,28
 - j) *Break Event Point* (BEP) = 32%
 - k) *Pay Out Time* (POT) = 2 tahun 6 bulan
 - l) *Internal Rate of Return* (IRR) = 45,12%
 - m) Laju Pengembalian Modal (ROI) = 40 %

6. Berdasarkan data-data diatas dapat disimpulkan Prarancangan Metilen Klorida dari Metil Klorida dan Klorin dengan proses Thermal Klorinasi layak untuk didirikan dengan kapasitas produksi 80.000 ton/tahun.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton. 1955. *Chemical Engineer Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- BPS – Statistics Indonesia, 2023. Ekspor Impor: <https://www.bps.go.id/exim/>
- Brownell, L.E., dan Young, E.H., (1959). “Process Equipment Design”. Willy Eastern Limited, New Delhi.
- Convention C176 – Safety and Health in mines Convention, 1995 (No. 176)
- Coulson, J.M. Richardson, Sinnott, R.K. 1983. *Chemical Engineering Volume 6 (SI Units) Design*. Oxford: Pergamon Press.
- Fogler, S. 1992. *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 2nd Edition. New Jersey: Prentice Hall, Inc.
- Geankoplis, Cristie J. (1983). *Transport Process, Momentum, Heat and Mass*. Allyn dan Baco, Boston.
- Harvey, A. D., & Pitsch, H. 2000. Modeling Turbulent Reacting Methane Thermo-chlorination Flows. In *Proceedings of the Summer Program* (p. 181).
- Kern, D.Q. (1965). *Process Heat Transfer*. Auckland: McGraw-Hill International Edition.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F. 1992. *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3rd edition, vol. 12. Interscience Publishing Inc.: New York.
- Kirk, R.E. and Othmer, V.R., 1998, *Encyclopedia of Chemical Technology*, vol.25 Vitamins to Zone Refining, 4th ed., John Wiley & Sons Inc., New York.
- Kirk-Othmer. 1990. “Encyclopedia of Chemical Technology 4th Ed”. John Wiley Sons, Inc.
- Mc Cabe, W. L., and Smith, J. C. (1985). *Unit Operation Of Chemical Engineering*. Fourth Edition. Mc Graw Hill, New York.
- Mc Ketta, J.J. and Cunningham, D.F., 1976, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol.11, Marcel Pekker, New York, p. 350-370.
- Mc.Ketta, 1979, *Encyclopedia of Chemical Processing Design*, Vol. 5, Merchel Dekker Inc, New York.
- Mc.Ketta, J.J., and Cunningham, W., 1984, “Encyclopedia of Chemical Processing and Design”, Volume 20, Merzell Dekker, Inc., New York.
- Metcalf dan Eddy, 1991. *Wastewater Engineering Treatment, Disposal, Reuse*. McGraw-HillBook Company, New Delhi.
- Othmer, D.F. dan Kirk, R.E. 1968. *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*. New York: John Wiley and Sons Inc.

- Perry, J.H, and Green, D. 1999. *Perry's Chemical Engineers Handbook, 4 Edition*. McGraw Hill: New York
- Perry, R.H, (1987). *Perry's Chemical Engineers Handbook, 6 Edition*. McGraw Hill: Book Company, New York
- Perry, R.H, (1987). *Perry's Chemical Engineers Handbook, 7 Edition*. McGraw Hill: Book Company, New York
- Perry, Robert H., and Don W. Green. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Edition*. McGraw Hill: New York.
- Petter, M.S and Timmerhause, K.D. (1991). *Plant Design and Economic for chemical Engineer's, 4th edition*, Mc Graw- Hill International Book Company, New York.
- Petter, M.S and Timmerhause, K.D. (2004). *Plant Design and Economic for chemical Engineer's, 5th edition*, Mc Graw- Hill International Book Company, Singapore.
- PT Asahimas Chemical, 2016
- Smith, J.M and Van Ness, H.C., 1987, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 4th edition, McGraw Hill International Book Company, Tokyo
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., and Abott, M. 1993. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 6th edition*. McGraw Hill: New York.
- Ullmann. *Encyclopedia Of Industrial Chemistry*. 7 th ed.
- UNdata: A World Of Information, 2023. United Nations Statistics Division (UNSD): <https://data.un.org/>
- Valupadas, P. 1999. *Wastewater Management Review for Fertilizer Manufacturing Sector*. Environmental Science Division, Environmental Service
- Walas, Stanley M. 1988. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. USA : Butterworth Publishers.
- www.matche.com. *Chemical Equipment Price*. Diakses pada tanggal : November 2021.
- Yaws, C.L. (2003). *"Handbook of Thermodynamic and Physical Properties of Chemical Compounds"*, Norwich, New York.

LAMPIRAN A

NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa pada prarancangan pabrik *Methylene Chloride* dari *Methyl Chloride* dan *Chlorine* adalah sebagai berikut:

Basis Perhitungan	= 1 Jam Operasi
Satuan	= Kg/jam
Waktu Operasi	= 330 Hari/Tahun
Jam Operasi	= 24 Jam/Hari
Bahan Baku	= Metil Klorida dan Klorin
Produk Akhir	= Metilen Klorida (CH ₂ Cl ₂)
Kapasitas Produksi	= 80.000 Ton/Tahun
	= $\frac{80.000 \text{ Ton}}{1 \text{ Tahun}} \times \frac{1 \text{ Tahun}}{330 \text{ Hari}} \times \frac{1 \text{ Hari}}{24 \text{ Jam}} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ Ton}}$
	= 10.101,0101 Kg/Jam
<i>Molar Flow Limiting Reactant</i>	= $\frac{\text{Kapasitas Produksi}}{\text{BM Metilen Klorida}}$
	= $\frac{10.101,0101 \text{ kg/jam}}{84,93 \text{ g/mol}}$
	= 118.933,358 Kmol/jam
<i>Molar Flow Excess Reactant</i>	= $\frac{\text{Jumlah Mol Sisa}}{\text{Jumlah Mol Limiting Reactant}} \times 100\%$
	= $\frac{6,259650425}{118.933,358} \times 100\%$
<i>% Excess Reactant</i>	= 5%
Kemurnian Produk	= 99%
Konversi Reaksi	= 95%

Tabel A.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Komponen	Mol Fraksi	Berat Molekul (G/Mol)
Bahan Baku: (China)		
1. Metil Klorida (CH ₃ Cl)	99,5%	50,49
Metilen Klorida (CH ₂ Cl ₂) (PT. Asahimas)	0,5%	84,93
2. Klorin (Cl ₂)	99%	70,9
Hidrogen Klorida	1%	36,46
Produk:		
3. Metilen Klorida	99%	84,93

Neraca Massa Komponen**Umpan Masuk (F1) Metil Klorida (CH₃Cl)**

$$\begin{aligned}
 \text{Mol Metil Klorida (CH}_3\text{Cl)} &= \frac{\text{Molar Flow Limit Reactan}}{\text{Konversi Reaksi}} \times \text{Mol Fraksi Metil Klorida} \\
 &= \frac{118,933581 \text{ kmol/jam}}{95\%} \times 0,9950 \\
 &= 124,56704 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Metil Klorida (CH}_3\text{Cl)} &= \text{Mol CH}_3\text{Cl} \times \text{BM CH}_3\text{Cl} \\
 &= 124,56704 \text{ kmol/jam} \times 50,49 \text{ g/mol} \\
 &= 6.289,390024 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Impuritas Metilen Klorida (CH₂Cl₂) 0,5%

$$\begin{aligned}
 \text{Mol CH}_2\text{Cl}_2 &= \frac{\text{Molar Flow Limit Reactan}}{\text{Konversi Reaksi}} \times \text{Mol Fraksi Metilen Klorida} \\
 &= \frac{118,933581 \text{ kmol/jam}}{95\%} \times 0,0050 \\
 &= 0,62597 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa CH}_2\text{Cl}_2 &= \text{Mol CH}_2\text{Cl}_2 \times \text{BM CH}_2\text{Cl}_2 \\
 &= 0,625965 \text{ kmol/jam} \times 84,93 \text{ g/mol} \\
 &= 53,16321 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Umpan Masuk (F2) Klorin (Cl₂)

$$\begin{aligned} \text{Mol Klorin (Cl}_2\text{)} &= \frac{\text{Molar Flow Limit Reactan}}{\text{Konversi}} \times \text{Mol Fraksi Klorin} \\ &= \frac{118,9333581 \text{ kmol/jam}}{95\%} \times 0,99 \\ &= 123,9410 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Klorin (Cl}_2\text{)} &= \text{Mol Cl}_2 \times \text{BM Cl}_2 \\ &= 123,9410 \text{ kmol/jam} \times 70,90 \text{ g/mol} \\ &= 8.787,422 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Impuritas Hidrogen Klorida (HCl) 1%

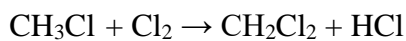
$$\begin{aligned} \text{Mol HCl} &= \frac{\text{Molar Flow Limit Reactan}}{\text{Konversi}} \times \text{Mol Fraksi HCl} \\ &= \frac{118,9333581 \text{ kmol/jam}}{95\%} \times 0,01 \\ &= 1,2519 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa HCl} &= \text{Mol HCl} \times \text{BM HCl} \\ &= 1,2519 \text{ kmol/jam} \times 36,46 \text{ g/mol} \\ &= 45,6428 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

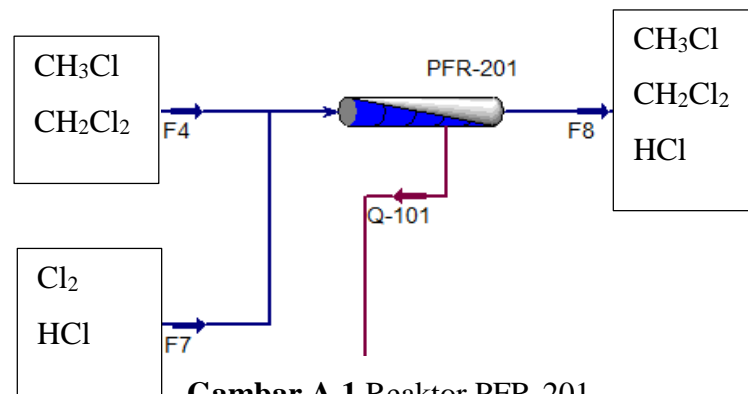
A.1 Perhitungan Neraca Massa Pada Reaktor *Plug Flow Reactor* (PFR-201)

Reaktor *Plug Flow Reactor* berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi klorinasi antara metil klorida dan klorin sehingga menghasilkan metilen klorida dan hidrogen klorida yang akan dimurnikan pada proses berikutnya.

Dengan Reaksi:



Konversi	:	95%
Temperatur Reaktan	:	300°C
Temperatur Reaksi	:	275 – 450°C
Tekanan	:	3 Atm
Reaksi	:	Eksotermis



Umpan Masuk Reaktor PFR-201

a. Metil Klorida (CH₃Cl)

$$\text{Mol CH}_3\text{Cl (Masuk)} = 125,1930085 \text{ Kmol/Jam}$$

$$\text{Massa CH}_3\text{Cl (Masuk)} = 6320,994999 \text{ Kg/Jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol CH}_3\text{Cl (Bereaksi)} &= \text{Mol CH}_3\text{Cl} \times \text{Konversi Reaksi} \\ &= 125,1930085 \text{ Kmol/Jam} \times 0,95 \\ &= 118,9333581 \text{ Kmol/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CH}_3\text{Cl (Bereaksi)} &= \text{Mol CH}_3\text{Cl (Bereaksi)} \times \text{BM CH}_3\text{Cl} \\ &= 118,9333581 \text{ Kmol/Jam} \times 50,49 \text{ G/Mol} \\ &= 6.004,945249 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol CH}_3\text{Cl (Sisa)} &= \text{Mol CH}_3\text{Cl (Masuk)} - \text{Mol CH}_3\text{Cl (Bereaksi)} \\ &= 125,1930085 \text{ Kmol/Jam} - 118,9333581 \text{ Kmol/Jam} \\ &= 6,2596504 \text{ Kmol/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CH}_3\text{Cl (Sisa)} &= \text{Massa CH}_3\text{Cl (Masuk)} - \text{Massa CH}_3\text{Cl (Bereaksi)} \\ &= 6320,994999 \text{ Kg/Jam} - 6004,945249 \text{ Kg/Jam} \\ &= 316,04975 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

b. Klorin (Cl₂)

$$\text{Mol Cl}_2 \text{ (Masuk)} = 118,9333581 \text{ Kmol/Jam}$$

$$\text{Massa Cl}_2 \text{ (Masuk)} = 8.432,3750873 \text{ Kg/Jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Cl}_2 \text{ (Bereaksi)} &= \text{Mol Cl}_2 \times \text{Konversi Reaksi} \\ &= 125,1930085 \text{ Kmol/Jam} \times 0,95 \\ &= 118,9333581 \text{ Kmol/Jam} \end{aligned}$$

$$\text{Massa Cl}_2 \text{ (Bereaksi)} = \text{Mol Cl}_2 \text{ (Bereaksi)} \times \text{BM Cl}_2$$

$$\begin{aligned}
 &= 118,9333581 \text{ Kmol/Jam} \times 70,90 \text{ G/Mol} \\
 &= 8432,3750873 \text{ Kg/Jam} \\
 \text{Mol Cl}_2 \text{ (Sisa)} &= \text{Mol Cl}_2 \text{ (Masuk)} - \text{Mol Cl}_2 \text{ (Bereaksi)} \\
 &= 118,9333581 \text{ Kmol/Jam} - 118,9333581 \text{ Kmol/Jam} \\
 &= 0 \text{ Kmol/Jam} \\
 \text{Massa Cl}_2 \text{ (Sisa)} &= \text{Massa Cl}_2 \text{ (Masuk)} - \text{Massa Cl}_2 \text{ (Bereaksi)} \\
 &= 8432,3750873 \text{ Kg/Jam} - 8432,3750873 \text{ Kg/Jam} \\
 &= 0 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

c. Metilen Klorida (CH_2Cl_2)

$$\begin{aligned}
 \text{Mol CH}_2\text{Cl}_2 \text{ Terbentuk} &= \frac{1}{1} \times \text{Mol CH}_3\text{Cl Bereaksi} \\
 &= 1 \times 118,9333581 \text{ Kmol/Jam} \\
 &= 118,9333581 \text{ Kmol/Jam} \\
 \text{Massa CH}_2\text{Cl}_2 \text{ Terbentuk} &= \text{Mol CH}_2\text{Cl}_2 \text{ Terbentuk} \times \text{BM CH}_2\text{Cl}_2 \\
 &= 118,9333581 \text{ Kmol/Jam} \times 84,93 \text{ G/Mol} \\
 &= 10.101,0101 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

d. Hidrogen Klorida (HCl)

$$\begin{aligned}
 \text{Mol HCl Terbentuk} &= \frac{1}{1} \times \text{Mol CH}_3\text{Cl Bereaksi} \\
 &= 1 \times 118,9333581 \text{ Kmol/Jam} \\
 &= 118,9333581 \text{ Kmol/Jam} \\
 \text{Massa HCl Terbentuk} &= \text{Mol HCl Terbentuk} \times \text{BM HCl} \\
 &= 118,9333581 \text{ Kmol/Jam} \times 36,46 \text{ G/Mol} \\
 &= 4.336,310236 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

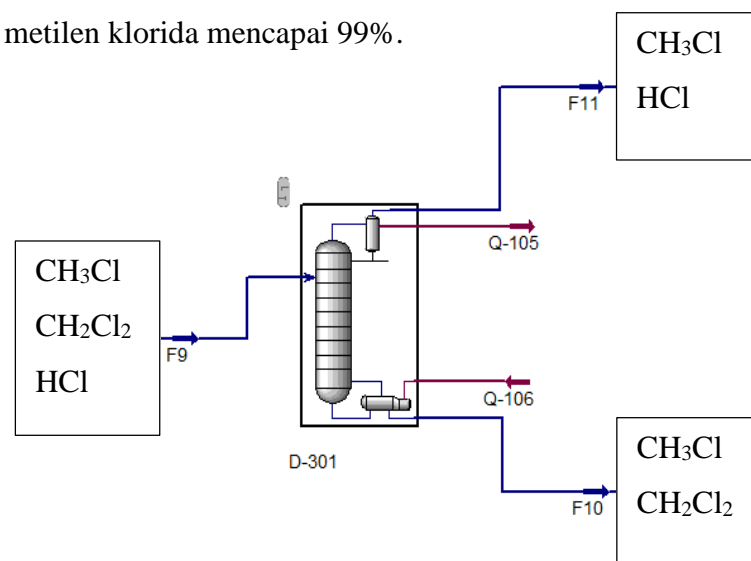
Tabel A.2 Neraca Massa Total Reaktor (PFR-201)

Komponen	<i>Flow Inlet</i>		<i>Flow Outlet</i>	
	Mol (Kmol/Jam)	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Massa (Kg/Jam)
CH ₃ Cl	124,56704	6.289,390024	6,2283	314,48487

Cl ₂	118,3386913	8.390,213213	-	-
CH ₂ Cl ₂	0,625965042	53,16321106	118,9333581	10.103,6591
HCl	0,59466679	21,68155118	118,9333581	4.336,30633
Total	244,1263666	14.754,45	244,1263666	14.754,45

A.2 Perhitungan Neraca Massa Pada Distilasi (D-301)

Distilasi (D-301) berfungsi sebagai tempat terjadinya pemisahan metilen klorida dari campuran lainnya berdasarkan perbedaan titik didih yang diharapkan kemurnian metilen klorida mencapai 99%.



Gambar A.2 Menara Distilasi D-301

Pada menara distilasi D-301 diharapkan produk atas adalah metil klorida yang tersisa dan hidrogen klorida, sedangkan produk bawah adalah metilen klorida dengan kemurnian 99%.

Neraca Komponen Masuk Distilasi (D-301)

1. *Flow Inlet* Distilasi (F9)

Flow Inlet merupakan komponen dari keluarnya reaktor yaitu metil klorida, metilen klorida dan hidrogen klorida sebagai berikut:

<i>Flow Inlet</i> Distilasi (To D-301)	= 14.754,45 Kg/Jam
CH ₃ Cl	= 314,48487 Kg/Jam = 6,2283 Kmol/Jam
CH ₂ Cl ₂	= 10.103,6591 Kg/Jam = 118,9333581 Kmol/Jam
HCl	= 4.336,30633 Kg/Jam = 118,9333581 Kmol/Jam

2. *Flow Top Outlet* Distilasi (F11)

Flow Top Outlet merupakan komponen dari keluarannya bagian atas distilasi dengan *mass flow* sebesar 4.651,945 Kg/Jam.

- a. Metil Klorida (CH_3Cl) = Fraksi Massa CH_3Cl \times 4651,945 Kg/Jam
 = $0,0675 \times 4651,945$ Kg/Jam
 = 314,0062 Kg/Jam
- b. Hidrogen Klorida (HCl) = Fraksi Massa HCl \times 4651,945 Kg/Jam
 = $0,9325 \times 4651,945$ Kg/Jam
 = 4.337,938 Kg/Jam

3. *Flow Bottom Outlet* Distilasi (F10)

Flow Bottom Outlet Distilasi merupakan komponen dari keluarannya bagian bawah distilasi dengan *mass flow* sebesar 10.102,5 Kg/Jam.

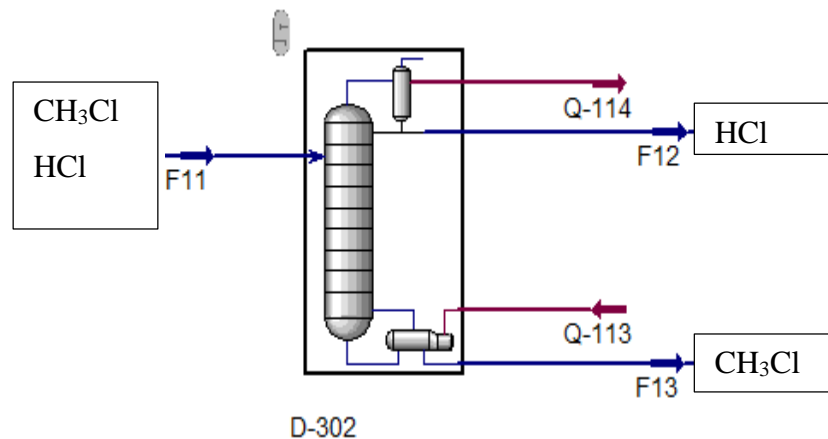
- a. Metil Klorida (CH_3Cl) = Fraksi Massa CH_3Cl \times 10.102,5 Kg/Jam
 = $0,0001 \times 10.102,5$ Kg/Jam
 = 1,01025 Kg/Jam
- b. Metilen Klorida (CH_2Cl_2) = Fraksi Massa CH_2Cl_2 \times 10.102,5 Kg/Jam
 = $0,9999 \times 10.102,5$ Kg/Jam
 = 10.101,48975 Kg/Jam

Tabel A.3 Neraca Massa Total Menara Distilasi (D-301)

Komponen	<i>Flow Inlet</i>		<i>Flow Top Outlet</i>		<i>Flow Bottom Outlet</i>	
	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
CH_3Cl	314,48487	0,0213	314,0062	0,0675	1,01025	0,0001
Cl_2	-	-	-	-	-	
CH_2Cl_2	10.103,6591	0,6847	-	-	10.101,48975	0,9999
HCl	4.336,30633	0,2940	4.337,938	0,9325	-	
Sub Total	14.754,45	1	4.651,945	1	10.102,5003	1
Total	14.754,45		14.754,45			

A.3 Perhitungan Neraca Massa Pada Distilasi II (D-302)

Distilasi (D-302) berfungsi sebagai tempat terjadinya pemisahan metilen klorida dari campuran lainnya berdasarkan perbedaan titik didih yang diharapkan kemurnian metilen klorida mencapai 99%.



Gambar A.3 Menara Distilasi D-302

Pada menara distilasi (D-302) diharapkan produk atas adalah metil klorida yang tersisa dan hidrogen klorida, sedangkan produk bawah adalah metilen klorida dengan kemurnian 99%.

Neraca Komponen Masuk Distilasi (D-302)

1. *Flow Inlet* Distilasi (F11)

Flow Inlet merupakan komponen dari keluarannya reaktor yaitu metil klorida, metilen klorida dan hidrogen klorida sebagai berikut:

<i>Flow Inlet</i> Distilasi (To D-302)	= 4.651,945 Kg/Jam
CH ₃ Cl	= 314,0062 Kg/Jam = 6,2162 Kmol/Jam
HCl	= 4.337,938 Kg/Jam = 118,9584 Kmol/Jam

2. *Flow Top Outlet* Distilasi (F12)

Flow Top Outlet merupakan komponen dari keluarannya bagian atas distilasi dengan *mass flow* sebesar 4.336,963 Kg/Jam.

- Metil Klorida (CH₃Cl) = Fraksi Massa CH₃Cl × 4.336,963 Kg/Jam
= 0,0002 × 4.336,963 Kg/Jam
= 0,8673926 Kg/Jam
- Hidrogen Klorida (HCl) = Fraksi Massa HCl × 4.336,963 Kg/Jam

$$= 0,9998 \times 4.336,963 \text{ Kg/Jam}$$

$$= 4.336,095 \text{ Kg/Jam}$$

3. *Flow Bottom Outlet* Distilasi (F13)

Flow Bottom Outlet Distilasi merupakan komponen dari keluarannya bagian bawah distilasi dengan *mass flow* sebesar 314,982 Kg/Jam.

a. Metil Klorida (CH_3Cl) = Fraksi Massa CH_3Cl \times 314,982 Kg/Jam

$$= 0,9964 \times 314,982 \text{ Kg/Jam}$$

$$= 313,8480648 \text{ Kg/Jam}$$

b. Hidrogen Klorida (HCl) = Fraksi Massa HCl \times 314,982 Kg/Jam

$$= 0,0036 \times 314,982 \text{ Kg/Jam}$$

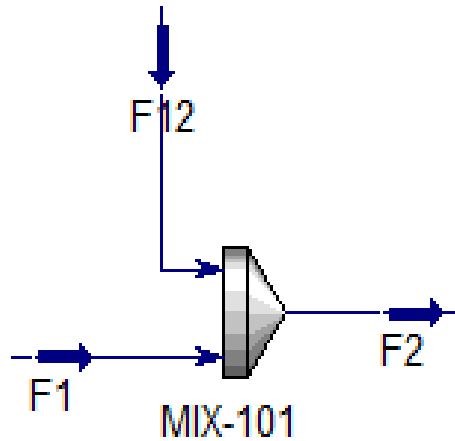
$$= 1,1339352 \text{ Kg/Jam}$$

Tabel A.4 Neraca Massa Total Menara Distilasi (D-302)

Komponen	<i>Flow Inlet</i>		<i>Flow Top Outlet</i>		<i>Flow Bottom Outlet</i>	
	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
CH_3Cl	314,0062	0,0675	0,8673926	0,0002	313,8480648	0,9964
Cl_2	-	-	-	-	-	-
CH_2Cl_2	-	-	-	-	-	-
HCl	4.337,938	0,9325	4.336,095	0,9998	1,1339352	0,0036
Sub Total	4.651,945	1	4.336,963	1	314,982	1
Total	4.651,945		4.651,945			

A.4 Perhitungan Neraca Massa *Recycle* Distilasi Ke *Mixer*

Recycle berfungsi untuk mengurangi bahan baku yang ada sehingga menjadi penghemat dari bahan baku itu sendiri.



Tabel A.5 *Feed Recycle* dari Distilasi (D-302) ke *Mixer*

Komponen	<i>Stream Recycle</i>			
	Feed (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Feed (Kg/Jam)	Fraksi Massa
CH ₃ Cl	4,9750	0,9950	251,1772	0,9965
Cl ₂	-	0,0000	-	
CH ₂ Cl ₂	-	0,0000	-	
HCl	0,0250	0,0050	0,9179	0,0035
Total	5	1	252,09516	1

$$\begin{aligned}
 \text{Mass flow CH}_3\text{Cl} &= \text{Massa Mula-Mula CH}_3\text{Cl} - \text{Massa Recycle CH}_3\text{Cl} \\
 &= 6289,39024 \text{ Kg/Jam} - 252,09516 \text{ Kg/Jam} \\
 &= 6.037,29508 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Molar flow CH}_3\text{Cl} &= \text{Molar Mula-Mula} - \text{Molar Recycle CH}_3\text{Cl} \\
 &= 125,1930085 \text{ Kgmole/Jam} - 5,0000 \text{ Kgmole/Jam} \\
 &= 120,1930085 \text{ Kgmole/Jam}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA ENERGI

B.1 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi pada perancangan pabrik Metilen Klorida dari Metil Klorida dan Klorin sebagai berikut:

Basis Perhitungan	: 1 Jam Operasi
Satuan Perhitungan	: Kj/jam
Waktu Operasi	: 330 Hari/Tahun
Jam Operasi	: 24 Jam/Hari
Kapasitas Produksi	: 80.000 Ton/Tahun
	: $80.000 \frac{\text{Ton}}{\text{Tahun}} \times \frac{1 \text{ Tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ Ton}}$
	: 10.101,0101 Kg/jam
Temperatur referensi (T_{reff})	: 25°C (298,15 K)

Jumlah panas masuk dan jumlah panas keluar suatu peralatan dapat dihitung dengan persamaan:

$$Q = n \cdot C_p \cdot \Delta T \dots\dots\dots (B.1)$$

Dimana:

Q : Panas yang dihasilkan/dikeluarkan (kJ)

C_p : Kapasitas panas (kJ/kmol.K)

n : Mol senyawa (kmol)

T_0 : Temperatur referensi (25°C)

T : Temperatur senyawa (°C)

Adapun rumus yang digunakan untuk menghitung kapasitas panas suatu senyawa adalah:

$$CP\Delta T = \int_{T_{\text{reff}}} C_p dT \dots\dots\dots (B.2)$$

$$\int_{T_{\text{reff}}}^{T_2} C_p dT \text{ gas} = A(T - T_{\text{reff}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{reff}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{reff}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{reff}}^4) + \frac{E}{5} (T^5 - T_{\text{reff}}^5)$$

$$CP \text{ cairan} = \int [A + BT + CT^2 + DT^3] T T_0 dt \dots\dots\dots (B.3)$$

$$\int_{T_{\text{reff}}}^{T_2} C_p dT \text{ cair} = A(T - T_0) + \frac{B}{2} (T^2 - T_0^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_0^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_0^4)$$

Keterangan :

C_p = Kapasitas panas (J/mol $^{\circ}$ K)

A,B,C,D,E = Konstan

T_{ref} = Temperatur referensi (298,15 $^{\circ}$ K)

T = Temperatur operasi ($^{\circ}$ K),

(Smith Van Ness, 1975)

Tabel B.1 Data Kapasitas Panas gas, $C_{p(g)} = A + BT^2 + CT^3 + DT^4 + ET^5$ (J/mol K)

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ Cl	27,385	2,60E-02	1,03E-04	-1,089E-07	3,1642E-11
Cl ₂	27,213	3,04E-02	-3,34E-05	1,60E-08	-2,70E-12
CH ₂ Cl ₂	26,694	8,40E-02	-3,34E-05	-5,092E-08	1,8726E-11
HCl	29,244	-1,26E-03	1,12E-06	4,9676E-09	-2,4963E-12

(Yaws, 2003)

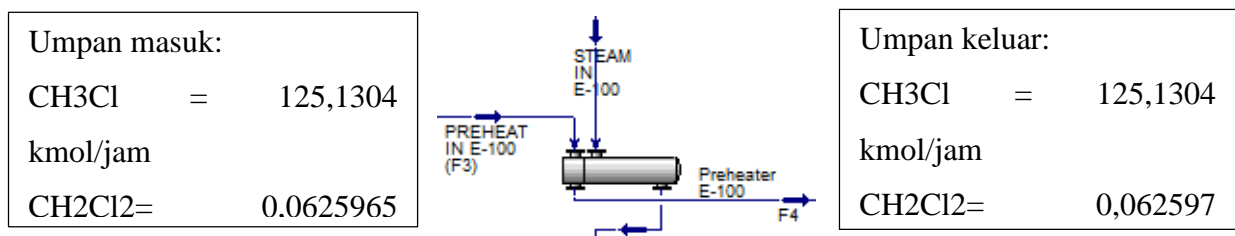
Tabel B.2 Data Kapasitas Panas liquid, $C_{p(g)} = A + BT^2 + CT^3 + DT^4$ (J/mol K)

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ Cl	11,381	6,23E-01	-2,44E-03	3,8333E-06
Cl ₂	127,601	-6,02E-01	1,58E-03	-5,31E-07
CH ₂ Cl ₂	38,941	4,90E-01	-1,6224E-03	2,3069E-06
HCl	73,993	-1,29E-01	-7,90E-05	2,6409E-06

(Yaws, 2003)

B.2 Neraca Energi pada Heater E-100

Heater (E-100) berfungsi untuk menaikkan suhu bahan sebelum direaksikan kedalam reaktor.



Gambar B.1 Heater (E-100)

B.2.1 Panas Masuk Heater (E-100)

$$t_{in} = 4,773 \text{ C} \quad 277,923 \text{ K}$$

$$t_{reff} = 25 \text{ C} \quad 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum n_i \times \int_{298,15 \text{ °K}}^{277,923 \text{ °K}} C_p \cdot dT \dots\dots\dots (B.4)$$

Tabel B.3 Panas Aliran Masuk Heater (HE-100)

Komponen	N (kmol/jam)	Fraksi Mol (Xi)	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	ΔH In (kJ/jam)
CH3Cl	125,130,41	0,9995	1.628,344,85	1.627,530678	203.755,4624
CH2Cl2	0,062596	0,0005	2.035,645,42	1,01782271	127,424,2786
Total	125,193,00	1,0000		1.628,5485	203.882,88

$$C_p \text{ campuran} = (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b)$$

$$= (0,9995 \times 1.628,344,85) + (0,0005 \times 2.035,645,42)$$

$$= 1.628,548,50 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times C_{pi} \Delta T$$

$$= (125,130412 \text{ kmol/jam} \times 1.628,344,85 \text{ kJ/kmol}) + (0,062596 \text{ kmol/jam} \times 2.035,645,42 \text{ kJ/kmol})$$

$$= 203,882,8867 \text{ kJ/jam}$$

B.2.2 Panas Keluar Heater (E-100)

$$t_{out} = 300 \text{ C} \quad 573,15 \text{ K}$$

$$t_{reff} = 25 \text{ C} \quad 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{out} = \sum N_i \times \int_{298,15 \text{ °K}}^{573,15 \text{ °K}} C_p \cdot dT \dots\dots\dots (B.5)$$

Tabel B.4 Panas Aliran Keluar Heater (HE-100)

Komponen	N (kmol/jam)	Fraksi Mol (Xi)	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	ΔH Out (kJ/jam)
CH3Cl	125,1304	0,9994	13.116,38623	13.109,83	1.641.258,813
CH2Cl2	0,062597	0,0005	14.553,06939	7,276593	910,9712081
Total	125,192997	1,0000		13.117,1	1.642.169,784

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) \\
 &= (0,9994 \times 13.116,38623) + (0,0005 \times 14.553,06939) \\
 &= 13.117,1 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{out} &= (N_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (n_{ib} \times C_p \cdot \Delta T) \\
 &= (125,1304 \times 13.116,38623) + (0,062597 \times 14.553,06939) \\
 &= 1.642.169,784 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

B.2.3 Menghitung Panas Penguapan

$$T = 416 \text{ }^\circ\text{C} = 689,15 \text{ K}$$

$$H_{vap} = A (1 - (T/T_c))^n$$

Tabel B.5 Perhitungan Panas penguapan *heater* (HE-100)

Komponen	N (kmol/jam)	Fraksi Mol (Xi)	H _{vap} (kJ/kmol)	H _{vap} x Xi	Q (kJ/jam)
CH ₃ CL	125,13	0,9995	1,1383	1,137731	1,42,436
CH ₂ CL ₂	0,0626	0,0005	20,9506	0,0110476	1,31150756
Total	125,193	1,0000		1,14821	143,7475076

$$\begin{aligned}
 H_{vap} &= (X_{ia} \times H_{vap,a}) + (X_{ib} \times H_{vap,b}) \\
 &= (0,9995 \times 1,1383) + (0,0005 \times 20,9506) \\
 &= 1,14821 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{penguapan} &= \sum N_i \times H_{vap} \\
 &= (125,13 \text{ kmol/jam} \times 1,1383 \text{ kJ/kmol}) + (0,0626 \text{ kmol/jam} \times 20,9506 \text{ kJ/kmol}) \\
 &= 143,7475076 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

B.2.4 Menghitung Kebutuhan Steam

$$Q_{in} + Q_{steam} = Q_{out} + Q_{penguapan}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{steam} &= Q_{out} + Q_{penguapan} - Q_{in} \\
 &= 1.642.169,784 + 134,7475076 - 203.882,8867
 \end{aligned}$$

$$= 1.438.430,64 \text{ kJ/jam}$$

Oleh karena itu membutuhkan fluida panas yang berfungsi sebagai pemanas yaitu *superheated steam* pada steam tabel dengan kondisi :

$$T = 310 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}
 P &= 9,8566 \text{ Mpa} \\
 H_L &= 1401,29 \text{ kJ/kg} \\
 H_v &= 2.727,3 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

(Reklaitis,1983)

$$\begin{aligned}
 \lambda \text{ steam} &= H_v - H_L \\
 &= 2,727,3 - 1.401,29 \\
 &= 1.326,01 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

Maka jumlah steam yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q}{\lambda} \\
 &= 1.084,781031 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Panas steam masuk

$$\begin{aligned}
 Q \text{ steam in} &= m \times H_v \\
 &= 1.084,781144 \times 2.727,3 \\
 &= 2.958.523,614 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Panas steam keluar

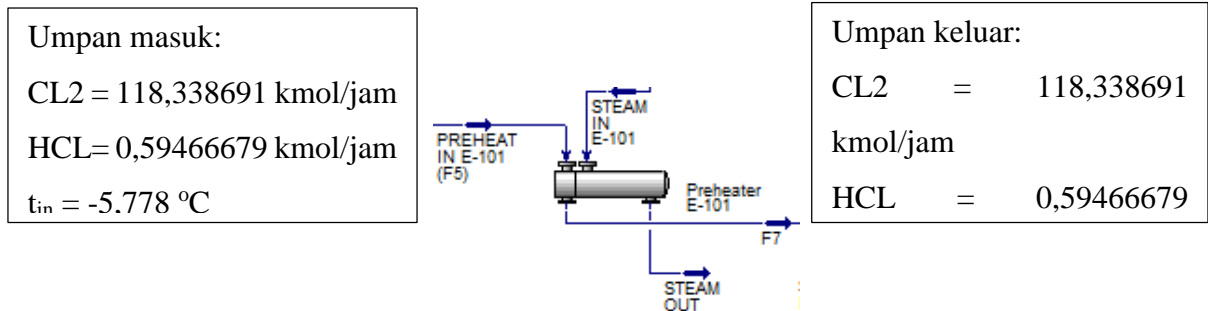
$$\begin{aligned}
 Q \text{ steam out} &= m \times H_L \\
 &= 1.084,781144 \times 1.401,29 \\
 &= 1.520.092,969 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.6 Hasil Perhitungan Neraca Energi Total *Heater* (HE-100)

Komponen	Neraca Energi <i>Heater</i> (HE-100)	
	Panas Masuk (Kj/Jam)	Panas keluar (Kj/Jam)
CH ₃ CL	203.755,4624	1.641.258,813
CH ₂ CL ₂	127,4242867	910,9712081
Q _{penguapan}	0,000	143,7475071
Q _{steam}	1.438.430,49	0,000
Total	1.642.313,531	1.642.313,531
Selisih	-	

B.3 Neraca Energi pada Heater HE-101

Heater (HE-101) berfungsi untuk menaikkan suhu bahan Sebelum direaksikan kedalam reaktor.



Gambar B.2 Heater (E-101)

B.3.1 Panas Masuk Heater (HE-101)

$$T_{in} = -5,778 \text{ C} \quad 267,372 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ C} \quad 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{out} = \sum Ni \times \int_{298,15 \text{ K}}^{267,372 \text{ K}} C_p \cdot dT \dots\dots\dots (B.6)$$

Tabel B.7 Panas Aliran Masuk Heater (HE-101)

Komponen	N (kmol/jam)	Fraksi Mol (Xi)	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	ΔH In (kJ/jam)
CH3Cl	118,338691	0,9995	2.202,35086	2.191,339106	260.623,3179
CH2Cl2	0,59466679	0,0005	2.799,184958	13,99592481	1.664,582333
Total	118,933358	1,0000		2.205,335031	262.287,9003

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) \\ &= (0,9995 \times 2.202,35086) + (0,0005 \times 2.799,184958) \\ &= 2.205,335031 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= \sum Ni \times C_{pi} \Delta T \\ &= (118,338691 \text{ kmol/jam} \times 2.202,35086 \text{ kJ/kmol}) + (0,59466679 \text{ kmol/jam} \times 2.799,184958 \text{ kJ/kmol}) \\ &= 262.287,9003 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

B.3.2 Panas Keluar Heater (HE-101)

$$T_{out} = 300 \text{ C} \quad 573,15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ C} \quad 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{out} = \sum N_i \times \int_{298,15 \text{ °K}}^{573,15 \text{ °K}} C_p \cdot dT \dots\dots\dots (B.7)$$

Tabel B.8 Panas Aliran Keluar Heater (HE-101)

Komponen n	N (kmol/jam)	Fraksi Mol (Xi)	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	ΔH Out (kJ/jam)
CH3Cl	118,338691	0,9995	9.761,364186	9712,557365	1.155.147,063
CH2Cl2	0,59466679	0,0005	8.045,918468	40,22959241	4.784,640508
Total	118,933358	1,0000		9.752,786957	1.159.931,704

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_{p,a} \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_{p,b} \Delta T_b) + (X_{ic} \times C_{p,c} \Delta T_c) \\ &= (0,9995 \times 9.761,364186) + (0,0005 \times 8.045,918468) \\ &= 9.752,786957 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{out} &= (N_{ia} \times C_{p,a} \Delta T_a) + (n_{ib} \times C_{p,b} \Delta T) + (N_{ic} \times C_{p,c} \Delta T) \\ &= (118,338691 \times 9.761,364186) + (0,59466679 \times 8.045,918468) \\ &= 1.159.931,704 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

B.3.3 Menghitung Panas Penguapan

$$T = 320 \text{ °C} = 593.15 \text{ K}$$

$$H_{vap} = A (1 - (T/T_c))^n$$

Tabel B.9 Perhitungan Panas penguapan heater (HE-101)

Komponen	N (kmol/jam)	Fraksi Mol (Xi)	H _{vap} (kJ/kmol)	H _{vap} x Xi	Q (kJ/jam)
CL2	118,338691	0,995	15,921558	15,841951	1.884,13639
HCL	0,59466679	0,005	1,958057	0,0097903	1,164391456
Total	125,193	1,0000		15,851741	1.885,300781

$$\begin{aligned} H_{vap} &= (X_{ia} \times H_{vap,a}) + (X_{ib} \times H_{vap,b}) \\ &= (0,995 \times 15,921558) + (0,005 \times 1,958057) \end{aligned}$$

$$= 15,851741 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{penguapan}} = \sum N_i \times H_{\text{vap}}$$

$$= (118,338691 \text{ kmol/jam} \times 15,921558 \text{ kJ/kmol}) + (0,59466679 \text{ kmol/jam} \times 1,958057 \text{ kJ/kmol})$$

$$= 1.885,300786 \text{ kJ/jam}$$

B.3.4 Menghitung Kebutuhan Steam

$$Q_{\text{in}} + Q_{\text{steam}} = Q_{\text{out}} + Q_{\text{penguapan}}$$

$$Q_{\text{steam}} = Q_{\text{out}} + Q_{\text{penguapan}} - Q_{\text{in}}$$

$$= 1.159.931,704 + 1.885,300,786 - 262.287,9009$$

$$= 899.529,10 \text{ kJ/jam}$$

Oleh karena itu membutuhkan fluida panas yang berfungsi sebagai pemanas yaitu *superheated steam* pada steam tabel dengan kondisi :

$$T = 310 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P = 9,8566 \text{ Mpa}$$

$$H_L = 1.401,29 \text{ kJ/kg}$$

$$H_v = 2.727,3 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_{\text{steam}} = H_v - H_L$$

$$= 2.727,3 - 1.401,29$$

$$= 1326,01 \text{ kJ/kg}$$

Maka jumlah steam yang dibutuhkan :

$$m = \frac{Q}{\lambda}$$

$$= 678,3727901 \text{ kg/jam}$$

Panas steam masuk

$$Q_{\text{steam in}} = m \times H_v$$

$$= 678,3727884 \times 2.727,3$$

$$= 1.850.126,11 \text{ kJ/jam}$$

Panas steam keluar

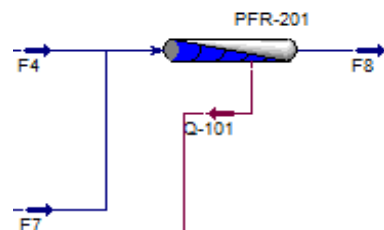
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam out}} &= m \times H_L \\
 &= 678,3727884 \times 1.401,29 \\
 &= 950.597,007 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.10 Hasil Perhitungan Neraca Energi Total *Heater* (HE-101)

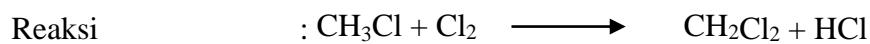
Komponen	Neraca Energi <i>Heater</i> (HE-101)	
	Panas Masuk (Kj/Jam)	Panas Masuk (Kj/Jam)
CL2	260.623,3186	1.155.147,063
HCL	1.664,582333	4.784,640508
Q _{penguapan}	0,000	1.885,300786
Q _{steam}	899.529,10	0,000
Total	1.161.817,004	1.161.817,004
Selisih	-	

B.4 Neraca Energi pada Reaktor PFR

Menghitung kebutuhan panas yang dibutuhkan *reaktor*

**Gambar B.3** Reaktor (PFR-201)

Reaktor PFR (PFR-201) berfungsi untuk mereaksikan bahan baku antara bahan baku metil klorida dan klorin dengan tekanan 3 atm dan suhu 300°C.



Konversi : 95%

Tekanan : 3 atm

Reaksi : Eksotermis

Fasa komponen masuk reaktor adalah gas

Dalam menghitung neraca energi di reaktor digunakan langkah perhitungan berikut:

B.4.1 Menghitung Panas bahan Masuk Reaktor PFR

$$\text{Suhu bahan masuk (T}_{in}) = 300 \text{ }^{\circ}\text{C} = 573,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi (T}_{ref}) = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Persamaan yang digunakan : } Q_{in} = \sum N_i \times \int_{298,15 \text{ }^{\circ}\text{K}}^{573,15 \text{ }^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \dots\dots\dots (B.4)$$

$$Q = n \cdot \Delta H \dots\dots\dots (B.6)$$

Tabel B.9 Perhitungan Panas bahan Masuk pada Reaktor

Komponen	n (Kmol/jam)	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q (kJ/jam)
CH3CL	124,56704	0,555	13.869,39318	7708,460549	1.727.669,255
CL2	118,3386913	0,5279	9.697,06041	5120,046587	1.147.537,438
CHCL2	0,625965042	0,0027	14.553,06939	40,64543066	9.109,712692
HCL	0,59466679	0,0026	8.045,918468	21,3479591	4.784,640508
Total	244,1263666	1,0000		12.890,50053	2.889.101,047

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (X_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (X_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (X_{id} \times C_{pd} \cdot \Delta T) \\ &= (0,5102 \times 13.869,39) + (0,4877 \times 9.697,06) + (0,0025 \times \\ &\quad 14.553,06) + (0,0024 \times 8.045,91) \end{aligned}$$

$$= 12.890,50053 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= (N_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (N_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (N_{id} \times C_{pd} \cdot \Delta T) \\ &= (124,56704 \times 13.869,39) + (118,3386 \times 9.697,06) + (0,62596 \times 14.553,06) + \\ &\quad (0,59466 \times 8.045,91) \end{aligned}$$

$$= 2.889,101,047 \text{ kJ/jam}$$

B.4.2 Menghitung Panas Keluar Reaktor PFR

$$\text{Suhu bahan keluar (T}_{out}) = 420 \text{ }^{\circ}\text{C} = 693,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi (T}_{ref}) = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Persamaan yang digunakan : } Q_{in} = \sum N_i \times \int_{298,15 \text{ }^{\circ}\text{K}}^{693,15 \text{ }^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \dots\dots\dots (B.7)$$

$$Q = n \cdot \Delta H \dots\dots\dots (B.8)$$

Tabel B.10 Perhitungan Panas Keluar pada Reaktor

Komponen	n (Kmol/jam)	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q (kJ/jam)
CH3CL	6,2283	0,0256	21.731,0892	355,0564654	135.347,743
CL2	0,0002	0	14.102,5226	0	2.821
CH2CL2	118,9333582	0,4871	25.655,51932	7088,8001	3.052.097,265
HCL	118,9332511	0,4871	11.617,09646	3919,166886	1.381.659,050
Total	244,1262993	1.0000		11.363,02345	4.569.106,879

$$C_p \text{ campuran} = (X_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (X_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (X_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (X_{id} \times C_{pd} \cdot \Delta T)$$

$$= (0,0256 \times 21.731,0892) + (0,0000 \times 14.102,5226) + (0,4871 \times 25.655,51932) + (0,4871 \times 11.617,09646)$$

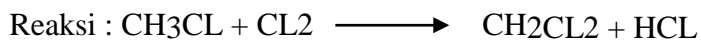
$$= 11.363,02345 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{out} = (N_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (N_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T) + (N_{ic} \times C_{pc} \cdot \Delta T) + (N_{id} \times C_{pd} \cdot \Delta T)$$

$$= (6,2596504 \times 21.731,0892) + (0,0002 \times 14.102,5226) + (118,9333581 \times 25.655,51932) + (118,9333581 \times 11.617,09646)$$

$$= 4.569.106,879 \text{ kJ/jam}$$

B.4.3 Menghitung Panas Hasil Reaksi

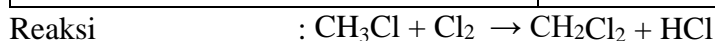


a. Menghitung Entalpi pada Keadaan Standar ($\Delta H_f^{298,15 \text{ k}}$)

Nilai data ΔH_f masing-masing komponen pada keadaan standar (298,15 °K) dapat dilihat pada tabel B.11

Tabel B.11 Entalpi standar masing-masing komponen

Komponen	$\Delta H_R(\text{kJ/mol})$
CH3CL	-86,36
CL2	0
CH2CL2	-95,46
HCL	-92,36



$$\Delta H_R = \Delta H_R \text{ produk} - \Delta H_R \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_R^{\circ} (298,15 \text{ }^{\circ}\text{K}) = \Delta H_R^{\circ} (298,15 \text{ }^{\circ}\text{K})_{\text{Produk}} - \Delta H_R^{\circ} (298,15 \text{ }^{\circ}\text{K})_{\text{reaktan}}$$

$$= (\Delta H_{\text{CH}_2\text{CL}_2} + \Delta H_{\text{HCL}}) - (\Delta H_{\text{CH}_3\text{CL}} + \Delta H_{\text{CL}_2})$$

$$= (-95,46 + -92,36) - (-86,36 + 0,00)$$

$$= -101,46 \text{ Kj/kmol}$$

bersifat negatif sehingga reaksi bersifat eksotermis

B.4.4 Menghitung entalpi pada kondisi operasi

Perubahan entalpi reaktan dari 573,15 °K ke 693,15 °K dapat ditentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta H_{R(573,15)} = \Delta H_{R(298,15)} + \int_{T_1}^{T_2} C_{pi} \cdot dT \dots \dots \dots (B.9)$$

$$\Delta H_{R(693,15)} = \Delta H_{R(298,15)} + \int_{693,15}^{573,15} C_{pi} \cdot dT \dots \dots \dots (B.10)$$

Dengan :

$$\int_{693,15}^{573,15} \Delta C_p \cdot dT = \Delta A(T_2 - T_1) + \frac{\Delta B}{2} (T_2^2 - T_1^2) + \frac{\Delta C}{3} (T_2^3 - T_1^3) + \frac{\Delta D}{4} (T_2^4 - T_1^4) + \frac{\Delta E}{5} (T_2^5 - T_1^5)$$

$$= 13.525,24065 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga entalpi pada keadaan operasi adalah

$$\begin{aligned} \Delta H_{R(573,15)} &= \Delta H_{R(298,15)} + \int_{573,15}^{573,15} C_{pi} \cdot dT \\ &= -101,56 \text{ kJ/mol} + 13.525,24065 \text{ kJ/jam} \\ &= 13.423,78 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

B.4.5 Menghitung Panas Reaksi

$$\text{Jumlah Reaktan awal CH}_3\text{CL (FAO)} = 124,56704 \text{ Kmol/jam}$$

$$\text{Jumlah Reaktan awal CL}_2 = 118,3386913 \text{ Kmol/jam}$$

$$\text{Konversi (X)} = 95\%$$

Maka panas reaksi :

$$\begin{aligned} Q_{reaksi} &= (\Delta H_R)_{573,15} \text{ K} \times \text{FAO} \times X \\ &= 187.987.239,854 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah Reaktan awal CH}_2\text{CL}_2 \text{ (FAO)} = 0,625965042 \text{ Kmol/jam}$$

$$\text{Jumlah Reaktan awal HCL} = 0,59466679 \text{ Kmol/jam}$$

$$\text{Konversi (X)} = 95\%$$

Maka panas reaksi :

$$\begin{aligned} Q_{reaksi} &= (\Delta H_R)_{573,15} \text{ K} \times \text{FAO} \times X \\ &= 4.747,033 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, } Q \text{ reaksi total} &= 187.987.239,854 \text{ kJ/jam} + 4.747,033 \text{ kJ/jam} \\ &= 187.991.986,89 \end{aligned}$$

B.4.6 Menghitung Panas dan Massa Air Pendingin

Tabel B.12 Karakteristik pendingin Downthrem A

Satuan	°C	°F
Nama	Downthrem A	
Warna	Bening hingga kuning muda	
Tekanan	1 atm	
Berat Molekul	Rata-Rata 166,0	
Fasa	Liquid	
Titik Didih Atmosfer	257.1°C	494.8°F
Titik Beku	12.0°C	53.6°F
Titik Nyala	113°C	236°F
Titik Api	118°C	245°F
Suhu Kritis	497°C	927°F

(max S Peters "plant design and economics for chemical engineering)

Sebagai pendingin digunakan cairan downthrem A pendingin untuk mengontrol suhu agar tetap pada kondisi operasi.

$$Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{konsumsi}} = \text{Akumulasi Energi}$$

$$Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{konsumsi}} = 0$$

$$Q_{\text{pendingin}} = Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{reaksi}}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = (2.913.066,870 - 4.569.106,897) + 3.113.243,875$$

$$Q_{\text{pendingin}} = 1.457.203,848 \text{ kJ/jam}$$

Jenis cairan pendingin berupa (Downthrem A) untuk mengontrol suhu agar tetap pada 300°C = 573,15 K

$$C_p \text{ Pendingin Masuk } T_1 = 50^\circ\text{C} (288,15 \text{ K}) = 1,658 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_p \text{ Pendingin Keluar } T_2 = 255^\circ\text{C} (528,15 \text{ K}) = 2,2310 \text{ kJ/kg.K}$$

(max S Peters "plant design and economics for chemical engineering)

$$\Delta H = C_p \times \Delta T$$

$$\begin{aligned}
 &= \Delta H (255^\circ\text{C}) - \Delta H (50^\circ\text{C}) \\
 &= (2,2310 (528,15\text{K} - 298,15\text{K})) - (1,558 (288,15\text{K} - 298,15\text{K})) \\
 &= 529.673,57 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

Maka kebutuhan air pendingin:

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Pendingin} &= \frac{Q_{\text{pendingin}}}{\Delta H} \\
 &= \frac{351.769,74}{166} \\
 &= 2.199,095 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{pendingin masuk}} &= \text{Massa pendingin} \times \Delta H (15^\circ\text{C}) \\
 &= 351769,74 \text{ kg/jam} \times 1.658 \text{ kJ/kg} \\
 &= 212.165,10 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{pendingin keluar}} &= \text{Massa pendingin} \times \Delta H (255^\circ\text{C}) \\
 &= 351769,74 \text{ kg/jam} \times 2,2310 \text{ kJ/kg} \\
 &= 157.673,57 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.13 Neraca Energi Total Reaktor PFR

Komponen	Panas Masuk (Q_{in}.kJ/jam)	Panas Keluar (Q_{out}.kJ/jam)
CH ₃ Cl	1.750.106,17	135.347,74
Cl ₂	1.147.537,44	2.82
CH ₂ Cl ₂	10.538,63	3.052.079,05
HCl	4.784,64	3.381.659,05
Qreaksi	187.991.986,89	-
Qpendingin	-	186.335.946,88
Total	190.905.053,76	190.905.053,76
Selisih	-	

B.5 Perhitungan Neraca Energi *Condensor* (C-104)

Condensor berfungsi untuk mengkondensasi dan menurunkan suhu umpan hingga 51°C sebelum dialirkan ke distilasi

B.5.1 Panas Bahan Masuk *Condensor* (C-104)

$$T_{in} = 300 \text{ }^{\circ}\text{C} = 573,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Persamaan yang digunakan : $Q_{in} = \sum N_i \times \int_{298,15 \text{ }^{\circ}\text{K}}^{573,15 \text{ }^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT$ (B.11)

Tabel B.14 Perhitungan Panas Masuk pada *Condensor* (C-104)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
CH3CL	125,1304	0,9995	13.116,3862	13.109,8280	1.641.258,81
CL2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CH2CL2	0,062596	0,0005	14.107,4335	7,053716313	833,0759663
HCL	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	245,1930	1,0000		13.116,8817	1.642.141,89

$$C_p \text{ campuran} = (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) + (X_{ic} \times C_p \cdot \Delta T_c) + (X_{id} \times C_p \cdot \Delta T_d)$$

$$= (0,9995 \times 13.116,3862) + (0,000 \times 0,000) + (0,0005 \times 7,053716313) + (0,000 \times 0,000)$$

$$= 13.116,8817 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times C_{pi} \Delta T$$

$$= (125,1304 \times 13.116,3862) + (0,000 \times 0,000) + (0,062596 \times 14.107,4335) + (0,000 \times 0,000)$$

$$= 1.642.141,89 \text{ kJ/jam}$$

B.5.2 Menghitung Panas Pengembunan

$$T = 9 \text{ }^{\circ}\text{C} = 282,15 \text{ K}$$

$$\Delta H^{\circ}_f = A + BT + CT^2$$

Tabel B.15 Perhitungan Panas Pengembunan

Komponen	N (kmol/jam)	Fraksi Mol (Xi)	H ^o _f (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
CH ₃ CL	125,130412	0,9995	19.497,8691	2.439.776,394
CL ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ CL ₂	0,0625965	0,0005	30.119,6549	18.885,3849
HCL	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	125,1930085	1,0000		2.441,662

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{pengembunan}} &= (n_{ia} \times H_f^o X_a) + (n_{ib} \times H_f^o X_b) \\
 &= (125,130412 \times 19.497,8691) + (0,000 \times 0,000) + (0,0625965 \times 18.885,3849) + \\
 &\quad (0,000 \times 0,000) \\
 &= 2.441,662 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

B.5.3 Panas Bahan Keluar Condensor (C-104)

$$T_{\text{out}} = 9^\circ\text{C} = 282,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Persamaan yang digunakan : } Q_{\text{out}} = \sum Ni \times \int_{298,15^\circ\text{K}}^{282,15^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \dots\dots\dots (B.12)$$

Tabel B.16 Neraca Energi Keluaran Condensor (C-104)

Komponen	N	Xi	C _p .ΔT	C _p .ΔT x Xi	Q
CH ₃ CL	125,1304	0,9995	1.293,84910	1.293,202	161.899,87
CL ₂	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CH ₂ CL ₂	0,062596	0,0005	1.614,57996	0,80729	101.0670546
HCL	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	245,1930	1,0000		1.294,009	162.000,94

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) + (X_{ic} \times C_p \cdot \Delta T_c) + (X_{id} \times C_p \cdot \Delta T_d) \\
 &= (0,9995 \times 1.293,84910) + (0,000 \times 0,000) + (0,0005 \times 1.614,57996) + (0,000 \times \\
 &\quad 0,000)
 \end{aligned}$$

$$= 1.294,009 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{out}} = \sum Ni \times C_{pi} \Delta T$$

$$= (125,1304 \times 1.293,84910) + (0,000 \times 0,000) + (0,062596 \times 1.614,57996) + (0,000$$

x 0,000)

$$= 162.000,94 \text{ kJ/jam}$$

B.5.4 Menghitung Kebutuhan *Cooling Water Condensor* (C-205)

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 90^{\circ}\text{C} = 363.15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$Q_{\text{steam}} = Q_{in} + Q_{\text{pengembunan}} - Q_{out}$$

$$= 1.642.141,89 + 2441661,779 - 162.000,94$$

$$= 3.921,803 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} C_{pd}T_{H_2O} &= H_2O_{out} \int_{298,15 \text{ K}}^{363,15 \text{ K}} C_{pd}dT - H_2O_{in} \int_{298,15 \text{ K}}^{303,15 \text{ K}} C_{pd}dT \\ &= 328.009 \text{ kJ/Kmol. K} - 4.249,902 \text{ kJ/Kmol. K} \\ &= 3.921.803 \text{ kJ/Kmol. K} \end{aligned}$$

$$n = Q_{\text{steam}}/C_p \cdot \Delta T$$

$$n = 3.921,803 \text{ kJ/jam} / 4.691,255 \text{ kJ/kmol}$$

$$n = 835,98 \text{ kmol/jam}$$

$$m = 15.047,67 \text{ kg/jam}$$

maka dapat diketahui

Tabel B.17 Kebutuhan *Cooling Water Condensor* (C-104)

Komponen	n (kmol/jam)	Masuk		Keluar	
		Cp.ΔT	Q	Cp.ΔT	Q
H ₂ O	835,98	392,47141	328.099	5.083,726	4.249.902

$$Q_{in} = n \times C_p \cdot \Delta T$$

$$= 835,98 \text{ kmol/jam} \times 392,47141 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 328.099 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{out} = n \times C_p \cdot \Delta T$$

$$= 835,98 \text{ kmol/jam} \times 5.083,726 \text{ kJ/kmol}$$

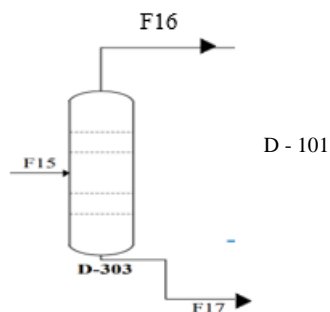
$$= 4.249.902 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.18 Hasil Perhitungan Neraca Energi Total *Condensor* (C-104)

Komponen	Neraca Panas <i>Condensor</i> (C-205)	
	Q _{in}	Q _{out}
CH ₃ Cl	1.641.258,813	161.899,8712
CH ₂ Cl ₂	833,0759663	101,0670546
HCl	0,000	0,000
Q _{pengembunan}	2.441.661,779	0.000
Q _{steam}	0.000	3921802,729
Total	4.083.803,668	4.083.803,668
Selisih	.	

B.6 Neraca Energi pada Distilasi (D - 301)

Distilasi berfungsi untuk Memisahkan Asam Klorida dari Metil Klorida, dan Klorin yang masih tercampur didalamnya.

**Gambar B.10** Distilasi (D-301)**B.6.1 Panas Bahan Masuk Distilasi (D-101)**

$$T_{in} = 9^{\circ}\text{C} = 282,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Persamaan yang digunakan : } Q_{in} = \sum N_i \times \int_{298,15^{\circ}\text{K}}^{282,15^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \dots\dots\dots (B.13)$$

Tabel B.19 Neraca Energi Masuk Distilasi (D-101)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
CH ₃ Cl	6,22809815	0,0255	644,1831759	16,4342403	4.012,036046
Cl ₂	0,0002	0,00	537,6559368	0,0004	0,107531187

CH ₂ Cl	118,939927	0,4827	754,2456909	367,472897	89.709,92742
HCl	118,958425	0,4827	465,2174266	266,691892	55.341,53236
Total	53,4247	1,0000		610,599470	149.063,6034

$$C_p \text{ campuran} = (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) + (X_{ic} \times C_p \cdot \Delta T_c) + (X_{ic} \times C_p \cdot \Delta T_c)$$

$$= (0,0255 \times 644,1831759) + (0,0004 \times 537,6559368) + (0,4827 \times 754,2456909) + (0,4827 \times 465,2174266)$$

$$= 610,599470 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times C_{pi} \Delta T$$

$$= (6,22809815 \times 644,1831759) + (0,0002 \times 537,6559368) + (118,939927 \times 754,2456909) + (118,958425 \times 465,2174266)$$

$$= 149.063,6034 \text{ kJ/jam}$$

B.6.2 Panas Bahan Keluaran Atas Menara Distilasi (D-301)

$$T_{out} = -83,37^\circ\text{C} = 189,78 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Persamaan yang digunakan : } Q_{out} = \sum N_i \times \int_{298,15^\circ\text{K}}^{189,78^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \dots\dots\dots (B.14)$$

Tabel B.20 Neraca Energi Keluaran Atas Distilasi (D-101)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
CH ₃ Cl	6,216202357	0,0496	4.166,297202	206,8989987	25.898,54648
Cl ₂	0,0002	0,00	3.560,038651	0,0056	0,71200773
HCl	118,9584252	0,9503	3.150,318769	2.993,868391	374756,9596
Total	125,1746276	1,000		3.200,773078	400.656,21

$$C_p \text{ campuran} = (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b)$$

$$= (0,0496 \times 4.166,297202) + (0,00 \times 3.560,038651) + (0,9503 \times 3.150,318769)$$

$$= 3.200,773078 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{out} = \sum N_i \times C_{pi} \Delta T$$

$$= (6,216202357 \times 4.166,297202) + (0,0002 \times 3.560,038651) + (118,9584252 \times 3.150,318769)$$

$$= 400.656,21 \text{ kJ/jam}$$

B.6.3 Panas Bahan Keluaran Bawah Menara Distilasi (D-301)

$$T_{\text{out}} = 39,61 \text{ }^{\circ}\text{C} = 312,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Persamaan yang digunakan : } Q_{\text{out}} = \sum N_i \times \int_{298,15 \text{ }^{\circ}\text{K}}^{312,15 \text{ }^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \dots\dots\dots (\text{B.15})$$

Tabel B.21 Neraca Energi Keluaran Bawah Menara Distilasi (D-301)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
CH ₃ Cl	0,011896	0,0001	1.224,585667	0,122466982	14,56767109
CH ₂ Cl ₂	118,93993	0,9998	1.505,106291	1.504,95577	179.017,2318
Total	118,951826	1,000		1.505,078237	179.031,7995

$$C_p \text{ campuran} = (X_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (X_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T)$$

$$= (0,0001 \times 1.224,585667) + (0,9998 \times 1.505,106291)$$

$$= 1.505,078237 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{out}} = (N_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (n_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T)$$

$$= (0,011896 \times 1.224,585667) + (118,93993 \times 1.505,106291)$$

$$= 179.031,7995 \text{ kJ/kmol}$$

B.6.4 Menghitung Kebutuhan Steam Reboiler dan Condensor

$$Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{kondenser}} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{bottom}}$$

$$Q_{\text{kondenser}} = Q_{\text{bottom}} - Q_{\text{distilat}}$$

$$Q_{\text{kondenser}} = -221.624,4186 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{kondenser}} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{bottom}}$$

$$Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{kondenser}} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{bottom}} - Q_{\text{umpan}}$$

$$Q_{\text{reboiler}} = 208.999,9957 \text{ kJ/jam}$$

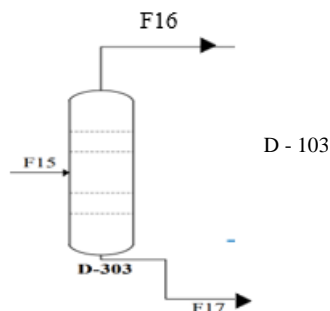
Tabel B.22 Hasil Perhitungan Neraca Energi Total Distilasi (D-301)

Komponen	Neraca Energi Distilasi (D-301)		
	Q _{in}	Q _{out}	
		Top	Bottom
CH ₃ Cl	4012,036046	25.898,54648	14,56767109
Cl ₂	0,107531187	0,71200773	0,000
CH ₂ Cl ₂	89709,92742	0,000	179017,2318

HCl	55341,53236	374756,9596	0,000
Qkondensor	0,000	-221.624,4186	
Qreboiler	208.999,9957	0,000	
Total	358.063,599	358.063,599	
Selisih	-		

B.9 Neraca Energi pada Distilasi (D - 301)

Distilasi berfungsi untuk Memisahkan Metil Klorida dan Asam Klorida yang masih tercampur didalamnya.



Gambar B.12 Distilasi (D-301)

B.9.1 Panas Bahan Masuk Distilasi (D-301)

$$T_{in} = -83,37^{\circ}\text{C} = 189,78 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Persamaan yang digunakan : } Q_{in} = \sum N_i \times \int_{298,15^{\circ}\text{K}}^{189,78^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dT \dots\dots\dots (\text{B.20})$$

Tabel B.29 Neraca Energi Masuk Distilasi (D-301)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
CH ₃ Cl	6,21620236	0,0496	4.166,29720	206,898999	25.898,5465
Cl ₂	0,0002	0,00	3.560,03865	0,00568810	0,71200773
CH ₂ Cl	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
HCl	118,958425	0,9503	3.150,31876	2.993,8683	374.756,959
Total	125,174827	1,0000		3.200,77307	400.656,2175

$$C_p \text{ campuran} = (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b) + (X_{ic} \times C_p \cdot \Delta T_c) + (X_{id} \times C_p \cdot \Delta T_d)$$

$$= (0,0496 \times 4.166,29720) + (0,00 \times 3.560,03865) + (0,000 \times 0,000) + (0,9503 \times$$

$$3.150,31876)$$

$$= 3.200,77307 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times C_{pi} \Delta T$$

$$= (6,21620236 \times 4.166,29720) + (0,0002 \times 3.560,03865) + (0,000 \times 0,000) +$$

$$(118,958425 \times 3.150,31876)$$

$$= 400.656,2175 \text{ kJ/jam}$$

B.8.2 Panas Bahan Keluaran Atas Menara Distilasi (D-301)

$$T_{out} = -84,34 \text{ } ^\circ\text{C} = 188,81 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Persamaan yang digunakan : } Q_{out} = \sum N_i \times \int_{298,15 \text{ } ^\circ\text{K}}^{188,81 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \dots\dots\dots (B.21)$$

Tabel B.30 Neraca Energi Keluaran Atas Distilasi (D-301)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
CH ₃ Cl	0,0004	0,00	4.200,551913	0,014128077	1,680220765
HCl	118,9273725	0,9999	3.178,522356	3.178,511665	378.013,3122
Total	118,9277725	1,0000		3.178,525793	378.014,9924

$$C_p \text{ campuran} = (X_{ia} \times C_p \cdot \Delta T_a) + (X_{ib} \times C_p \cdot \Delta T_b)$$

$$= (0,00 \times 4.200,551913) + (0,9999 \times 3.178,522356)$$

$$= 3.178,525793 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{inTop} = \sum N_i \times C_{pi} \Delta T$$

$$= (0,0004 \times 4.200,551913) + (118,9273725 \times 3.178,522356)$$

$$= 378.014,9924 \text{ kJ/jam}$$

B.8.3 Panas Bahan Keluaran Bawah Menara Distilasi (D-301)

$$T_{out} = -24,29 \text{ } ^\circ\text{C} = 248,86 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Persamaan yang digunakan : } Q_{out} = \sum N_i \times \int_{298,15 \text{ } ^\circ\text{K}}^{248,86 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p \cdot dT \dots\dots\dots (B.22)$$

Tabel B.31 Neraca Energi Keluaran Bawah Menara Distilasi (D-301)

Komponen	N	Xi	Cp.ΔT	Cp.ΔT x Xi	Q
CH ₃ Cl	6,215827061	0,9949	3.857,2073	3.837,881554	23.975,73371

Cl ₂	0,0002	0,00	3.464,5787	0,110917507	0,692915758
HCl	0,0311	0,0049	4.294,6995	21,38025275	133,5651555
Total	6,2471270	1,000		3.859,372724	24.109,99179

$$C_p \text{ campuran} = (X_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (X_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T)$$

$$= (0,9949 \times 3.857,2073) + (0,00 \times 3.464,5787) + (0,0049 \times 4.294,6995)$$

$$= 3.859,372724 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{outBottom}} = (N_{ia} \times C_{pa} \cdot \Delta T) + (n_{ib} \times C_{pb} \cdot \Delta T)$$

$$= (6,215827061 \times 3.857,2073) + (0,0002 \times 3.464,5787) + (0,0311 \times 4.294,6995)$$

$$= 24.109,99179 \text{ kJ/Jam}$$

B.8.4 Menghitung Kebutuhan Steam Reboiler dan Condensor

$$Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{kondenser}} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{bottom}}$$

$$Q_{\text{kondenser}} = Q_{\text{bottom}} - Q_{\text{destilat}}$$

$$Q_{\text{kondenser}} = -353.905,0006 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{kondenser}} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{bottom}}$$

$$Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{kondenser}} + Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{bottom}} - Q_{\text{umpan}}$$

$$Q_{\text{reboiler}} = -353905,0006 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.32 Hasil Perhitungan Neraca Energi Total Distilasi (D-301)

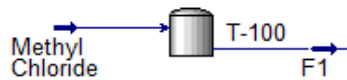
Komponen	Neraca Energi Distilasi (D-301)		
	Q _{in}	Q _{out}	
		Top	Bottom
CH ₃ CL	25.898,5465	1,680220765	23.975,73371
CL ₂	0,71200773	0,000	0,692915758
CH ₂ CL ₂	0,000	0,000	0,000
HCL	374.756,959	378.013,3122	133,5651555
Q _{kondensor}	0,000	-353.905,0006	
Q _{reboiler}	-352436,2339	0,000	
Total	48.219,98357	48.219,98357	
Selisih	-		

LAMPIRAN C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

C.1 Tangki Penyimpanan Metil Klorida (T-101)

Fungsi	: Untuk menyimpan bahan baku Metil Klorida dalam bentuk cair
Jenis	: Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal pada bagian atas
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-285 Grade A</i>
Temperatur	: 30°C
Tekanan	: 9 atm
Laju Alir	: 6.289,39 kg/jam
Densitas	: 899,42 kg/m ³
Waktu penyimpanan	: 21 hari
Jumlah Tangki	: 2



Gambar C.1 Tangki Metil Klorida (T-101)

Jumlah bahan baku untuk 7 hari	= 6.289,39 kg/jam × 24 jam/hari × 21 hari = 3.169.852,5720 kg
Volume	= massa / ρ = 3.169.852,5720 / 899,429069350464 = 3.524,2941 m ³
Over Design	= 20 %
Volume tangki	= (100+20) % × Volume Metil Klorida = 1,20 × 3.524,2941 m ³ = 4.229,1529 m ³ = 149.350,23 ft ³

Kapasitas Tangki (V_t)

1 Diameter Tangki (D_t)

Volume total = volume silinder + volume ellipsoidal head

$$V_t = V_s + V_e$$

$$= \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H \right) + \left(\frac{\pi}{12} \times D_t^3 \right)$$

Dimana,

$$H_{\text{silinder}} = \left(\frac{3}{2} \right) \times D_t \quad (\text{Perry's Chem. Eng, Tabel 6-51})$$

$$h_{\text{ellipsoidal}} = \left(\frac{1}{4} \right) \times D_t$$

Maka,

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_t \times 8}{3\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{4.229,1529 \text{ m}^3 \times 8}{3 \times 3,14}}$$

$$= 15,3097 \text{ m}$$

Volume Ellipsoidal, V_e

$$V_e = \frac{\pi}{48} \times D_t^3$$

$$= 0,13 (15,3097 \text{ m})^3$$

$$= 234,9529 \text{ m}^3$$

Volume Silinder. V_s

$$V_s = V_t + V_e$$

$$= (4.229,1529 + 234,9529) \text{ m}^3 = 4.464,1059 \text{ m}^3$$

2. Tinggi Tangki Total (H_t)

$$\text{Tinggi silinder, } H = 3/2 \times D_t$$

$$= 3/2 \times 15,3097 \text{ m}$$

$$= 22,9645 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Ellipsoidal, } h = 1/4 \times D_t$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1}{4} \times 15,3097 \text{ m} \\
 &= 3,8274 \text{ m} \\
 \text{Maka, } H_t &= H_s + h_h \\
 &= (22,9645 + 3,8274) \text{ m} \\
 &= 26,7919 \text{ m}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Tekanan design

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho (h_h - 1) / 144 \\
 &= 899,429069350464 \times (3,8274 - 1) / 144 \\
 &= 17,6601 \text{ Psi} \\
 &= 1,2016 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 9 \text{ atm atau } 132,2631 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{abs}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 P_{\text{abs}} &= (132,2631 + 17,6601) \text{ psi} \\
 &= 149,9232 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 10\% \quad (\text{Brownell \& young, 1959})$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= (1 + 0,1) \times 149,9232 \text{ psi} \\
 &= 164,92 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

4. Tebal Dinding Tangki (t)

$$t = \frac{P \times D}{2 \times SE - 0,6 \times P} + C$$

Dimana,

P = Tekanan desain (164,92 psi)

D = Diameter tangki (15,3097 m)

S = *Working stress* yang diizinkan (13700 psi)

E = Efisiensi pengelasan (0,85)

C = Korosi yang diizinkan (0,0032 m)

Maka,

$$t = \frac{164,92 \times 15,3097 \text{ m}}{(2 \times 13700 \times 0,85) - (0,6 \times 164,92)} + 0,0032 \text{ m}$$

$$= 0,2219 \text{ m}$$

$$t = 8,7351 \text{ in}$$

5. Menghitung Diameter Luar (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 2t + D \\ &= 2(0,2219 \text{ m}) + 15,3097 \text{ m} \\ &= 15,7534 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel C.1 Spesifikasi Tangki Metil Klorida (T-101)

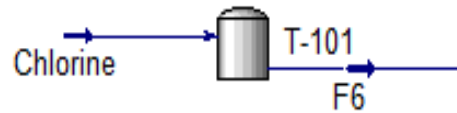
Jenis Tangki	Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal
Suhu	30°C
Volume Tangki	4.229,1529 m ³
Jumlah Tangki	2 buah
Dt	15,3097 m
Ht	26,7919 m
P _{desain}	164,92 psi
t (tebal dinding tangki)	0,2219 m (8,7351 in)
Bahan Material Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade A</i>

C.2 Tangki Penyimpanan Klorin (T-102)

Fungsi	: Untuk menyimpan bahan baku klorin dalam bentuk cair
Jenis	: Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal pada bagian atas
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-285 Grade A</i>
Temperatur	: 30°C
Tekanan	: 9 atm
Laju Alir	: 8.390,21 kg/jam
Densitas	: 1.383,086 kg/m ³

Waktu penyimpanan : 7 hari

Jumlah Tangki : 2



Gambar C.2 Tangki Klorin (T-102)

Jumlah bahan baku untuk 7 hari = $8.390,21 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari}$
 $= 1.409.555,8 \text{ kg}$

Volume = massa / ρ
 $= 1.409.555,8 / 1.383,086$
 $= 1.018,9007 \text{ m}^3$

Over Design = 30 %

Volume tangki = $(100+30) \% \times \text{Volume Klorin}$
 $= 1,30 \times 1.018,9007 \text{ m}^3$
 $= 1.324,5709 \text{ m}^3$
 $= 46.776,58 \text{ ft}^3$

Kapasitas Tangki (V_t)

1. Diameter Tangki (D_t)

Volume total = volume silinder + volume ellipsoidal head

$$V_t = V_s + V_e$$

$$= \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H \right) + \left(\frac{\pi}{12} \times D_t^3 \right)$$

Dimana,

$$H_{\text{silinder}} = \left(\frac{3}{2} \right) \times D_t \quad (\text{Perry's Chem. Eng, Tabel 6-51})$$

$$h_{\text{ellipsoidal}} = \left(\frac{1}{4} \right) \times D_t$$

Maka,

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_t \times 8}{3\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{1.324,5709 \text{ m}^3 \times 8}{3 \times 3,14}}$$

$$= 10,3970 \text{ m}$$

Volume Ellipsoidal, V_e

$$V_e = \frac{\pi}{48} \times D_t^3$$

$$= 0,13 (10,3970 \text{ m})^3$$

$$= 73,5873 \text{ m}^3$$

Volume Silinder. V_s

$$V_s = V_t + V_e$$

$$= (1.324,5709 + 73,5873) \text{ m}^3 = 1.398,1582 \text{ m}^3$$

2. Tinggi Tangki Total (H_t)

$$\text{Tinggi silinder, } H = 3/2 \times D_t$$

$$= 3/2 \times 10,3970 \text{ m}$$

$$= 15,5954 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Ellipsoidal, } h = 1/4 \times D_t$$

$$= 1/4 \times 10,3970 \text{ m}$$

$$= 2,5992 \text{ m}$$

$$\text{Maka, } H_t = H + h$$

$$= (15,5954 + 2,5992) \text{ m}$$

$$= 18,1947 \text{ m}$$

3. Menghitung Tekanan design

$$P_{abs} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$\begin{aligned} P_{hidrostatik} &= \rho (h-1) / 144 \\ &= 1.383,086 \times (2,5992 - 1) / 144 \\ &= 15,3639 \text{ Psi} \\ &= 1,0454 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$P_{operasi} = 9 \text{ atm atau } 132,2631 \text{ psi}$$

$$P_{abs} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$\begin{aligned} P_{abs} &= (132,2631 + 15,3639) \text{ psi} \\ &= 147,6270 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 10\% \quad (\text{Brownell \& young, 1959})$$

$$\begin{aligned} P_{desain} &= (1 + 0,1) \times 147,6270 \text{ psi} \\ &= 162,39 \text{ psi} \end{aligned}$$

4. Tebal Dinding Tangki (t)

$$t = \frac{P \times D}{2 \times SE - 0,6 \times P} + C$$

Dimana,

P = Tekanan desain (162,39 psi)

D = Diameter tangki (10,3970 m)

S = *Working stress* yang diizinkan (13700 psi)

E = Efisiensi pengelasan (0,85)

C = Korosi yang diizinkan (0,0032 m)

Maka,

$$\begin{aligned} t &= \frac{162,39 \times 10,3970 \text{ m}}{(2 \times 13.700 \times 0,85) - (0,6 \times 162,39)} + 0,0032 \text{ m} \\ &= 0,1494 \text{ m} \\ t &= 5,8822 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Menghitung Diameter Luar (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 2t + D \\ &= 2(0,1494) + 10,3970 \text{ m} \\ &= 10,6958 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel C.2 Spesifikasi Tangki Klorin (T-102)

Jenis Tangki	Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal
Suhu	30°C
Volume Tangki	1.324,5709 m ³
Jumlah Tangki	2 buah
Dt	10,3970 m
Ht	18,1947 m
P _{desain}	162,39 psi
t (tebal dinding tangki)	0,1494 m (5,882 in)
Bahan Material Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade A</i>

C.3 Tangki Penyimpanan Produk Metilen Klorida (T-301)

Fungsi : Untuk menyimpan produk metilen klorida dalam bentuk cair.

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal pada bagian atas

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-285 Grade A*

Temperatur : 30°C

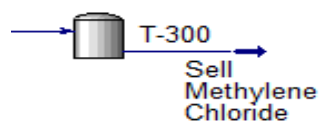
Tekanan : 3 atm

Laju Alir : 53,1632 kg/jam

Densitas : 1.292,3013 kg/m³

Waktu penyimpanan : 30 hari

Jumlah Tangki : 2



Gambar C.3 Tangki Metilen Klorida (T-301)

Jumlah bahan baku untuk 7 hari	= 10.102,50 kg/jam × 24 jam/hari × 30 hari
	= 7.273.800,00 kg
Volume	= massa / ρ
	= 7.273.800,00 / 1.292,3
	= 5.628,5633 m ³
Over Design	= 20 %
Volume tangki	= (100+20) % × Volume Metilen Klorida
	= 1,20 × 5.628,5633 m ³
	= 6.754,2760 m ³
	= 238.525,1 ft ³

Kapasitas Tangki (V_t)

1. Diameter Tangki (D_t)

Volume total = volume silinder + volume ellipsoidal head

$$V_t = V_s + V_e$$

$$= \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H \right) + \left(\frac{\pi}{12} \times D_t^3 \right)$$

Dimana,

$$H_{\text{silinder}} = \left(\frac{3}{2} \right) \times D_t \quad (\text{Perry's Chem. Eng, Tabel 6-51})$$

$$h_{\text{ellipsoidal}} = \left(\frac{1}{4} \right) \times D_t$$

Maka,

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_t \times 8}{3\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{6.754,2760 \text{ m}^3 \times 8}{3 \times 3,14}}$$

$$= 17,8954 \text{ m}$$

Volume Ellipsoidal, V_e

$$V_e = \frac{\pi}{48} \times D_t^3$$

$$= 0,13 (17,8954 \text{ m})^3$$

$$= 375,2376 \text{ m}^3$$

Volume Silinder. V_s

$$V_s = V_t + V_e$$

$$= (6.754,2760 + 375,2376) \text{ m}^3 = 7.129,5136 \text{ m}^3$$

2. Tinggi Tangki Total (H_t)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder, H} &= 3/2 \times D_t \\ &= 3/2 \times 17,8954 \text{ m} \\ &= 26,8431 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Ellipsoidal, h} &= 1/4 \times D_t \\ &= 1/4 \times 17,8954 \text{ m} \\ &= 4,4738 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, } H_t &= H + h \\ &= (26,8431 + 4,4738) \text{ m} \\ &= 31,3169 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menghitung Tekanan design

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho (h-1) / 144 \\ &= 1.292,3014 \times (4,4738)/144 \\ &= 31,1754 \text{ Psi} \\ &= 2,1213 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 3 \text{ atm atau } 44,0877 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{abs}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ P_{\text{abs}} &= (44,0877 + 31,1754) \text{ psi} \\ &= 75,2631 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor kelonggaran} &= 10\% && (\text{Brownell \& young, 1959}) \\ P_{\text{desain}} &= (1 + 0,1) \times 75,2631 \text{ psi} \\ &= 82,79 \text{ psi} \end{aligned}$$

4. Tebal Dinding Tangki (t)

$$t = \frac{P \times D}{2 \times SE - 0,6 \times P} + C$$

Dimana,

P = Tekanan desain (82,79 psi)

D = Diameter tangki (17,8954 m)

S = *Working stress* yang diizinkan (13.700 psi)

E = Efisiensi pengelasan (0,85)

C = Korosi yang diizinkan (0,0032 m)

Maka,

$$\begin{aligned} t &= \frac{82,79 \times 17,8954 \text{ m}}{(2 \times 13.700 \times 0,85) - (0,6 \times 82,79)} + 0,0032 \text{ m} \\ &= 0,1310 \text{ m} \\ t &= 5,1563 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Menghitung Diameter Luar (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 2t + D \\ &= 2 (0,1310 \text{ m}) + 17,8954 \text{ m} \\ &= 18,1573 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel C.3 Spesifikasi Tangki Metilen Klorida (T-301)

Jenis Tangki	Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal
Suhu	30°C
Volume Tangki	6.754,2760 m ³
Jumlah Tangki	2 buah
Dt	17,8954 m
Ht	31,1754 m

P_{desain}	82,79 psi
t (tebal dinding tanki)	0,1310 m (5,15 in)
Bahan Material Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade A</i>

C.4 Tangki Penyimpanan Produk Hidrogen Klorida (T-302)

Fungsi : Untuk menyimpan produk hidrogen klorida dalam bentuk cair.

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup elipsoidal pada bagian atas

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-285 Grade A*

Temperatur : $-84,26^{\circ}\text{C}$

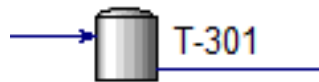
Tekanan : 3 atm

Laju Alir : 4.336,96 kg/jam

Densitas : $1.191,47628 \text{ kg/m}^3$

Waktu penyimpanan : 7 hari

Jumlah Tangki : 2



Gambar C.4 Tangki Hidrogen Klorida (T-302)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bahan baku untuk 7 hari} &= 4.336,96 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari} \\ &= 728.609,68 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \text{massa} / \rho \\ &= 728.609,68 / 1.191,47628 \\ &= 611,5184 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Over Design} = 20 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= (100+20) \% \times \text{Volume Metilen Klorida} \\ &= 1,20 \times 611,5184 \text{ m}^3 \\ &= 733,8221 \text{ m}^3 \\ &= 25.914,69 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Kapasitas Tangki (V_t)

1. Diameter Tangki (D_t)

Volume total = volume silinder + volume ellipsoidal head

$$V_t = V_s + V_e$$

$$= \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H\right) + \left(\frac{\pi}{12} \times D_t^3\right)$$

Dimana,

$$H_{\text{silinder}} = \left(\frac{3}{2}\right) \times D_t \quad (\text{Perry's Chem. Eng, Tabel 6-51})$$

$$h_{\text{ellipsoidal}} = \left(\frac{1}{4}\right) \times D_t$$

Maka,

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_t \times 8}{3\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{733,8221 \text{ m}^3 \times 8}{3 \times 3,14}}$$

$$= 8,5391 \text{ m}$$

Volume Ellipsoidal, V_e

$$V_e = \frac{\pi}{48} \times D_t^3$$

$$= 0,13 (8,5391 \text{ m})^3$$

$$= 40,7679 \text{ m}^3$$

Volume Silinder. V_s

$$V_s = V_t + V_e$$

$$= (733,8221 + 40,7679) \text{ m}^3 = 774,5900 \text{ m}^3$$

2. Tinggi Tangki Total (H_t)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder, } H &= 3/2 \times D_t \\ &= 3/2 \times 8,5391 \text{ m} \\ &= 12,8086 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Ellipsoidal, } h = 1/4 \times D_t$$

$$= \frac{1}{4} \times 8,5391 \text{ m}$$

$$= 2,1348 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, } H_t &= H + h \\ &= (12,8086 + 2,1348) \text{ m} \\ &= 14,9434 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menghitung Tekanan design

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho (h-1) / 144 \\ &= 1.191,47628 \times (2,1348)/144 \\ &= 9,3893 \text{ Psi} \\ &= 0,6389 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 3 \text{ atm atau } 44,0877 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{abs}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ P_{\text{abs}} &= (44,0877 + 9,3893) \text{ psi} \\ &= 53,4770 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 10\% \quad (\text{Brownell \& young, 1959})$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= (1 + 0,1) \times 53,4770 \text{ psi} \\ &= 58,82 \text{ psi} \end{aligned}$$

4. Tebal Dinding Tangki (t)

$$t = \frac{P \times D}{2 \times SE - 0,6 \times P} + C$$

Dimana,

P = Tekanan desain (58,82 psi)

D = Diameter tangki (8,5391 m)

S = *Working stress* yang diizinkan (13.700 psi)

E = Efisiensi pengelasan (0,85)

C = Korosi yang diizinkan (0,0032 m)

Maka,

$$t = \frac{58,82 \times 8,5391 \text{ m}}{(2 \times 13.700 \times 0,85) - (0,6 \times 58,82)} + 0,0032 \text{ m}$$

$$= 0,0465 \text{ m}$$

$$t = 1,82938 \text{ in}$$

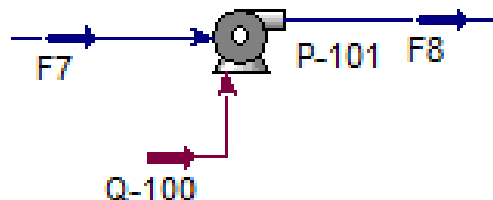
5. Menghitung Diameter Luar (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 2t + D \\ &= 2(0,0465 \text{ m}) + 8,5391 \text{ m} \\ &= 8,6320 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel C.4 Spesifikasi Tangki Hidrogen Klorida (T-302)

Jenis Tangki	Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal
Suhu	30°C
Volume Tangki	733,8221 m ³
Jumlah Tangki	2 buah
Dt	8,5391 m
Ht	14,9434 m
P _{desain}	58,82 psi
t (tebal dinding tangki)	0,0465 m (1,82938 in)
Bahan Material Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade A</i>

C.5 Pompa (P-301)



Gambar C.5 Pompa (P-301)

Fungsi : Meningkatkan Tekanan Keluaran Bawah Distilasi

(MD-301) menuju Tangki produk Metilen Klorida (T-301), dari 1 atm menjadi 3 atm.

Kondisi Operasi	:	Temperature masuk	= 39,61°C
		Temperatur keluar	= 39,72°C
		Tekanan masuk	= 1 atm
			= 2.116,22 lb/ft ²
		Tekanan keluar	= 3 atm
			= 6.348,65 lb/ft ²
		Laju alir	= 20.205 kg/jam
			= 44.544.401 lb/jam
		Density, ρ masuk	= 1.292,3013 kg/m ³
			= 80,6757 lb/ft ³
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Jumlah	:	2 unit (1 <i>ready</i> 1 <i>stand by</i>)	

1. Menghitung Debit Cairan

Diambil *over design* = 10%

FV *design* = 1,1 x 20.205 kg/jam
= 22.225,0033 kg/jam

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{FV \text{ design}}{\rho} \\
 &= \frac{22.225,0033 \text{ kg/jam}}{1.292,3013 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 17,1983882 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung Diameter Pipa

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *Commercial steel*.

Diameter pipa optimum untuk material *Commercial steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14):

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\
 &= \frac{44.544,401 \text{ lb/jam}}{80,675737 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 552,1412281 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,153372563 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$\begin{aligned}
 ID_{\text{opt}} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,153372563 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (80,67573789 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 2,968435688 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1(Geankoplis1993)

Tabel C.5 Pipa *Commercial Steel* dengan Ukuran

Karakteristik	In	Meter
NPS	3	0,0762
Sch	40	1,016
OD	3,5	0,0889
ID	3,068	0,07792 (0.2556 ft)

(Geankoplis, 1993)

3. Menentukan Bilangan Reynold (N_{re})

Bilangan reynold (N_{re}) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis, 1993).

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\
 A &= \pi \times \left(\frac{1}{2} ID\right)^2 \\
 &= 3,14 \times \left(\frac{1}{2} \times 0,07792\right)^2 \\
 &= 0,004766148 \text{ m}^2 \\
 &= 0,05130 \text{ ft}^2 \\
 V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,153372563 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,05130 \text{ ft}^2} \\
 &= 2,9895542 \text{ ft/det}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,9112 \text{ m/s} \\
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\
 &= \frac{80,67573789 \text{ lb/ft}^3 \times 2,989554276 \text{ ft/s} \times 0,11490,25556 \text{ ft}}{0,00025 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 246.481,9714 > 4.200 \text{ (aliran turbulen)} \quad \alpha = 1
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Panjang Equivalen

$$\text{Faktor koreksi, } \alpha = 1$$

$$\text{Diameter pipa} = 0,07792 \text{ m}$$

$$\text{Roughness, } \epsilon = 0,000046 \text{ (untuk pipa } \textit{commercial steel})$$

$$\epsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,07792 \text{ m}}$$

$$= 0,000590349 \text{ m}$$

Dari gambar 2.10-3, Geankoplis 1993, diperoleh $f = 0,0063$

Tabel C.6 Tabel Perencanaan Sistem Perpipaan

Jenis	Jumlah	kf	Le/D
Elbow 90°	3	0,75	35
Tee	0	0	0
Gate valve (wide open)	1	0,17	9
Globe valve (wide open)	1	5	300
Check valve (swing)	0	0	0

(Sumber : Geankoplis, 1993)

Direncanakan:

Panjang pipa lurus dianggap: 30 m = 98,42 ft

a. Digunakan 3 buah *elbow* 90° (Tabel 2,10-1, hal 93, Geankoplis)

$$\text{Le/D} = 35 \text{ in (2,915 ft)}$$

$$\text{Le} = 3 \times 2,915 \times 0,2556 \text{ ft}$$

$$= 2,2352 \text{ ft}$$

b. Digunakan 1 buah *globe valve (wide open)*

$$\begin{aligned} Le/D &= 300 \text{ in (24,99 ft)} \\ Le &= 1 \times 24,99 \times 0,2556 \text{ ft} \\ &= 6,3865 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Digunakan 1 buah *gate valve (wide open)*

$$\begin{aligned} Le/D &= 9 \text{ in (0,7497 ft)} \\ Le &= 1 \times 0,7497 \times 0,2556 \text{ ft} \\ &= 0,19159 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Digunakan 0 buah *check valve (swing)*

$$\begin{aligned} Le/D &= 100 \text{ in (8,33 ft)} \\ Le &= 0 \times 8,33 \times 0,2556 \text{ ft} \\ &= 0 \text{ ft} \end{aligned}$$

Panjang ekivalen, $\Sigma Le = 107,2334 \text{ ft}$

5. Menghitung Friction Loss

a. *Contraction loss pada tank exit*

$$\begin{aligned} H_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times g_c} \\ &= 0,55 \times (1-0) \frac{(2,9895)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,076390 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

b. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} N_{re} &= 246.481,9714 \\ ID &= 0,25556 \text{ ft} \\ f &= 0,0063 \\ F_f &= 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2 \times g_c} \\ &= 4 (0,0063) \frac{98,42}{0,25556 \text{ ft}} \frac{(2,9895)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 1,3479 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

c. Friksi pada sambungan (*elbow*)

Jumlah elbow = 3

$$K_f = 0,75$$

$$H_f = \Sigma K_f \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right)$$

$$= 3 \times 0,75 \times \frac{(2,9895)^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,3125 \text{ ft lbf/lbm}$$

d. Friksi karena pipa *tee*

$$\text{Jumlah tee} = 0$$

$$K_f = 1$$

$$H_f = \sum K_f \left(\frac{v^2}{2g} \right)$$

$$= 0 \text{ J/kg}$$

e. Friksi pada gate valve

$$H_f = n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right)$$

$$= 1 \times 0,17 \times \frac{(2,9895)^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,0236 \text{ ft.lbf/lbm}$$

f. Friksi pada globe valve

$$H_f = n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right)$$

$$= 1 \times 6 \times \frac{(2,9895)^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,8333 \text{ ft.lbf/lbm}$$

g. Friksi pada check valve

$$H_f = n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right)$$

$$= 0 \times 0 \times \frac{(2,9895)^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

h. Friksi karena ekspansi

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{v^2}{2\alpha} \right)^2$$

A₂ = luas penampang yang lebih kecil

A₁ = luas penampang yang lebih besar

$$A_2/A_1 = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$H_e = K_{ex} \left(1 \frac{v^2}{2g_c} \right)$$

$$= 1 \left(\frac{2,9895^2}{2(32,174)} \right)$$

$$= 0,1388 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada system perpipaan adalah:

$$\begin{aligned}\Sigma F &= H_c + H_{ex} + F_f + H_f \\ &= 2,73266 \text{ ft lbf/lbm}\end{aligned}$$

6. Menghitung Tenaga Pompa yang digunakan

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernoulli (1993), pers 2.7-2.8,

$$\left(\Delta z \frac{g}{g_c}\right) + \left(\frac{\Delta v^2}{2\alpha}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\begin{aligned}W_s &= \left(6,3063 \times \frac{32,174}{32,174}\right) + \left(\frac{(2,9895)^2}{2 \times 1}\right) + \left(\frac{6.348,65 - 2.116,2204}{80,6757}\right) + 3,0104 \\ &= 258,3722 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

7. Efisiensi Pompa

$$\eta = 75\% = 0,75$$

$$\begin{aligned}W_p &= \frac{W_s}{\eta} \\ &= \frac{258,3722}{0,75} \\ &= 344,4963 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

8. Daya Pompa

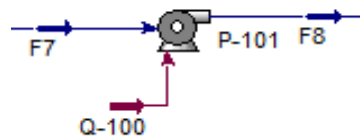
$$\begin{aligned}P &= m \times w_p \times \frac{1}{550} \\ &= 12,3734 \text{ lb/s} \times 344,4963 \text{ ft.lbf/lbm} \times \frac{1}{550} \\ &= 7,75 \text{ hp} \\ &= 5,70 \text{ kW}\end{aligned}$$

Tabel C.7 Spesifikasi Pompa Keluaran Bawah Distilasi (P-301)

Alat	Pompa (P-301)
Fungsi	Menaikkan tekanan keluaran bawah distilasi (MD- 301) menuju ke tangki (T-301), dari 1 atm menjadi 3 atm.
Bentuk	<i>Centrifugal pump</i>

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell (austenitic) AISI tipe 316</i>
Efisiensi Pompa	75 %
Power Motor	7,75 Hp
Kebutuhan Daya	5,70 kW = 7,5 kW

C.6 Pompa (P-302)



Gambar C.6 Pompa (P-302)

Fungsi	: Menaikkan Tekanan Keluaran Atas Distilasi (MD-301) menuju ke Distilasi (MD-302), dari 1 atm menjadi 3 atm.
Kondisi Operasi	: Temperature masuk = -83,44 °C Temperatur keluar = 83,37 °C Tekanan masuk = 1 atm = 2.116,2166 lb/ft ² Tekanan keluar = 3 atm = 6.348,65 lb/ft ² Laju alir = 9.303,89 kg/jam = 20.511,56 lb/jam Density, ρ masuk = 1.183,8497kg/m ³ = 73,9053 lb/ft ³
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>ready</i> 1 <i>stand by</i>)

1. Menghitung Debit Cairan

Diambil *over design* = 10%

FV design = 1,1 x 9.303,89 kg/jam
 = 10.234,27 kg/jam

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{FV \text{ design}}{\rho} \\
 &= \frac{10.23,27 \text{ kg/jam}}{1.183,8497 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 8,6449 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung Diameter Pipa

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *Commercial steel*.

Diameter pipa optimum untuk material *Commercial steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14):

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\
 &= \frac{20.511,56 \text{ lb/jam}}{73,9053 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 277,53 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,07709 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$\begin{aligned}
 ID_{\text{opt}} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,07709 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (73,9053 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 2,1535 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1(Geankoplis1993)

Tabel C.8 Pipa *Commercial Steel* dengan Ukuran

Karakteristik	In	Meter
NPS	2,5	0,0635
Sch	40	1,016
OD	2,875	0,0730
ID	2,469	0,0627 (0,2057 ft)

(Geankoplis, 1993)

3. Menentukan Bilangan Reynold (N_{re})

Bilangan reynold (N_{re}) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis, 1993).

$$N_{re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

$$\begin{aligned} A &= \pi \times \left(\frac{1}{2} ID\right)^2 \\ &= 3,14 \times \left(\frac{1}{2} \times 0,06271\right)^2 \\ &= 0,03332 \text{ m}^2 \\ &= 0,3575 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,07709 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,03322 \text{ ft}^2} \\ &= 2,320 \text{ ft/det} \\ &= 0,7071 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= \frac{73,9053 \text{ lb/ft}^3 \times 2,320 \text{ ft/s} \times 0,2057 \text{ ft}}{0,00027 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 130.753,27 > 4.200 \text{ (aliran turbulen)} \quad \alpha = 1 \end{aligned}$$

4. Menghitung Panjang Equivalen

$$\text{Faktor koreksi, } \alpha = 1$$

$$\text{Diameter pipa} = 0,06271 \text{ m}$$

$$\text{Roughness, } \epsilon = 0,000046 \text{ (untuk pipa } \textit{commercial steel})$$

$$\begin{aligned} \epsilon/D &= \frac{0,000046 \text{ m}}{0,06271 \text{ m}} \\ &= 0,00073 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari gambar 2.10-3, Geankoplis 1993, diperoleh $f = 0,0068$

Tabel C.9 Tabel Perencanaan Sistem Perpipaan

Jenis	Jumlah	kf	Le/D
Elbow 90°	3	0,75	35

Tee	0	0	0
Gate valve (wide open)	1	0,17	9
Globe valve (wide open)	1	5	300
Check valve (swing)	1	2	100

(Sumber : Geankoplis, 1993)

Direncanakan:

Panjang pipa lurus dianggap: 30 m = 98,42 ft

- a. Digunakan 3 buah *elbow* 90° (Tabel 2,10-1, hal 93, Geankoplis)

$$Le/D = 35 \text{ in (2,915 ft)}$$

$$Le = 3 \times 2,915 \times 0,2057 \text{ ft}$$

$$= 1,7988 \text{ ft}$$

- b. Digunakan 1 buah *globe valve (wide open)*

$$Le/D = 300 \text{ in (24,99 ft)}$$

$$Le = 1 \times 24,99 \times 0,2057 \text{ ft}$$

$$= 5,1396 \text{ ft}$$

- c. Digunakan 1 buah *gate valve (wide open)*

$$Le/D = 9 \text{ in (0,7497 ft)}$$

$$Le = 1 \times 0,7497 \times 0,2057 \text{ ft}$$

$$= 0,1541 \text{ ft}$$

- d. Digunakan 1 buah *check valve (swing)*

$$Le/D = 100 \text{ in (8,33 ft)}$$

$$Le = 1 \times 8,33 \times 0,2057 \text{ ft}$$

$$= 1,7132 \text{ ft}$$

Panjang ekuivalen, $\Sigma Le = 107,2259 \text{ ft}$

5. Menghitung Friction Loss

- a. *Contraction loss* pada *tank exit*

$$H_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(2,320)^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0460 \text{ ft lbf/lbm}$$

b. Friksi pada pipa lurus

$$N_{re} = 130.753,27$$

$$ID = 0,2057 \text{ ft}$$

$$f = 0,0068$$

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2 g_c} \\ &= 4 (0,0068) \frac{98,42}{0,2057 \text{ ft}} \frac{(2,320)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 1,0888 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

c. Friksi pada sambungan (*elbow*)

$$\text{Jumlah elbow} = 3$$

$$K_f = 0,75$$

$$\begin{aligned} H_f &= \sum K_f \left(\frac{v^2}{2 \times g_c} \right) \\ &= 3 \times 0,75 \times \frac{(2,320)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,1882 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

d. Friksi karena pipa *tee*

$$\text{Jumlah tee} = 0$$

$$K_f = 1$$

$$\begin{aligned} H_f &= \sum K_f \left(\frac{v^2}{2g} \right) \\ &= 0 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

e. Friksi pada gate valve

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\ &= 1 \times 0,17 \times \frac{(2,320)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,0142 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

f. Friksi pada globe valve

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\ &= 1 \times 6 \times \frac{(2,320)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,5019 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

g. Friksi pada check valve

$$\begin{aligned}
 H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\
 &= 1 \times 2 \times \frac{(2,320)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\
 &= 0,1673 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

h. Friksi karena ekspansi

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{v^2}{2\alpha} \right)^2$$

A2 = luas penampang yang lebih kecil

A1 = luas penampang yang lebih besar

$$A2/A1 = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$H_e = K_{ex} \left(1 \frac{v^2}{2g_c} \right)$$

$$= 1 \left(\frac{(2,320)^2}{2(32,174)} \right)$$

$$= 0,0836 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada system perpipaan adalah:

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= H_c + H_{ex} + F_f + H_f \\
 &= 2,0901 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

6. Menghitung Tenaga Pompa yang digunakan

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernoulli

(1993), pers 2.7-2.8,

$$\left(\Delta z \frac{g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta v^2}{2\alpha} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

$$W_s = \left(6,884 \times \frac{32,174}{32,174} \right) + \left(\frac{(2,320)^2}{2 \times 1} \right) + \left(\frac{6.348,65 - 2.116,2166}{73,9053} \right) + 2,0901$$

$$= 280,8454 \text{ ft.lbf/lbm}$$

7. Efisiensi Pompa

$$\eta = 75\% = 0,75$$

$$W_p = \frac{W_s}{\eta}$$

$$= \frac{280,8454}{0,75}$$

$$= 374,4606 \text{ ft.lbf/lbm}$$

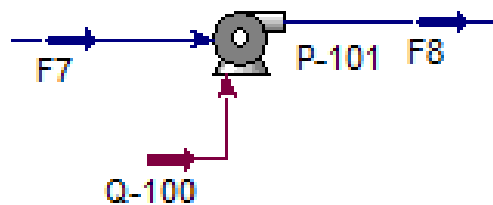
8. Daya Pompa

$$\begin{aligned}
 P &= m \times w_p \times \frac{1}{550} \\
 &= 5,6976 \text{ lb/s} \times 374,4606 \text{ ft.lbf/lbm} \times \frac{1}{550} \\
 &= 3,88 \text{ hp} \\
 &= 2,85 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Tabel C.10 Spesifikasi Pompa Keluaran Atas Distilasi (P-302)

Alat	Pompa (P-302)
Fungsi	Menaikkan tekanan keluaran atas distilasi (MD-301) menuju ke distilasi (MD-302), dari 1 atm menjadi 3 atm.
Bentuk	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell (austenitic) AISI tipe 316</i>
Efisiensi Pompa	75 %
Power Motor	3,88 Hp
Kebutuhan Daya	2,85 kW = 3 kW

C.7 Pompa (P-303)



Gambar C.7 Pompa (P-303)

Fungsi	: Menaikkan Tekanan Keluaran Atas Distilasi (MD-302) menuju ke Tangki (T-302), dari 1 atm menjadi 3 atm.
Kondisi Operasi	: Temperature masuk = -84,33 °C Temperatur keluar = -84,26 °C Tekanan masuk = 1 atm

		= 2.116,2166 lb/ft ²
	Tekanan keluar	= 3 atm
		= 6.348,65 lb/ft ²
	Laju alir	= 8.673,93 kg/jam
		= 19.122,73 lb/jam
	Density, ρ masuk	= 1.191,46 kg/m ³
		= 73,38 lb/ft ³
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	:	2 unit (1 ready 1 stand by)

1. Menghitung Debit Cairan

Diambil *over design* = 10%

FV *design* = 1,1 x 8.673,93 kg/jam

= 9.541,31 kg/jam

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{FV \text{ design}}{\rho} \\
 &= \frac{9.541,31 \text{ kg/jam}}{1.191,46 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 8,008 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung Diameter Pipa

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *Commercial steel*.

Diameter pipa optimum untuk material *Commercial steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14):

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\
 &= \frac{19.122,73 \text{ lb/jam}}{74,38 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 257,0920 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0714 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$ID_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,0714 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (74,38 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13}$$

$$= 2,0823 \text{ in}$$

Dari Appendix A.5-1(Geankoplis1993)

Tabel C.11 Pipa *Commercial Steel* dengan Ukuran

Karakteristik	In	Meter
NPS	2	0,0508
Sch	40	1,016
OD	2,375	0,0603
ID	2,067	0,0525 (0,1722 ft)

(Geankoplis, 1993)

3. Menentukan Bilangan Reynold (N_{re})

Bilangan reynold (N_{re}) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis, 1993).

$$N_{re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

$$A = \pi \times \left(\frac{1}{2} ID\right)^2$$

$$= 3,14 \times \left(\frac{1}{2} \times 0,0525\right)^2$$

$$= 0,0021 \text{ m}^2$$

$$= 0,0232 \text{ ft}^2$$

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,0714 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,0232 \text{ ft}^2}$$

$$= 3,0663 \text{ ft}/\text{det}$$

$$= 0,9346 \text{ m}/\text{s}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{74,3808 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 3,0663 \text{ ft}/\text{s} \times 0,172 \text{ ft}}{0,00026 \text{ lb}/\text{ft}\cdot\text{s}}$$

$$= 149.012,19 > 4.200 \text{ (aliran turbulen)} \alpha = 1$$

4. Menghitung Panjang Equivalen

$$\text{Faktor koreksi, } \alpha = 1$$

$$\text{Diameter pipa} = 0,0525 \text{ m}$$

$$\text{Roughness, } \epsilon = 0,000046 \text{ (untuk pipa } \textit{commercial steel})$$

$$\begin{aligned} \epsilon/D &= \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0525 \text{ m}} \\ &= 0,00087 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari gambar 2.10-3, Geankoplis 1993, diperoleh $f = 0,0081$

Tabel C.12 Tabel Perencanaan Sistem Perpipaan

Jenis	Jumlah	kf	Le/D
Elbow 90°	3	0,75	35
Tee	0	0	0
Gate valve (wide open)	1	0,17	9
Globe valve (wide open)	1	5	300
Check valve (swing)	0	0	0

(Sumber : Geankoplis, 1993)

Direncanakan:

Panjang pipa lurus dianggap: 30 m = 98,42 ft

- a. Digunakan 3 buah *elbow* 90° (Tabel 2,10-1, hal 93, Geankoplis)

$$\text{Le/D} = 35 \text{ in (2,915 ft)}$$

$$\begin{aligned} \text{Le} &= 3 \times 2,915 \times 0,172 \text{ ft} \\ &= 1,5059 \text{ ft} \end{aligned}$$

- b. Digunakan 1 buah *globe valve (wide open)*

$$\text{Le/D} = 300 \text{ in (24,99 ft)}$$

$$\begin{aligned} \text{Le} &= 1 \times 24,99 \times 0,172 \text{ ft} \\ &= 4,3028 \text{ ft} \end{aligned}$$

- c. Digunakan 1 buah *gate valve (wide open)*

$$\text{Le/D} = 9 \text{ in (0,7497 ft)}$$

$$\begin{aligned} \text{Le} &= 1 \times 0,7497 \times 0,172 \text{ ft} \\ &= 0,1290 \text{ ft} \end{aligned}$$

- d. Digunakan 0 buah *check valve (swing)*

$$\begin{aligned} Le/D &= 100 \text{ in (8,33 ft)} \\ Le &= 0 \times 8,33 \times 0,172 \text{ ft} \\ &= 0 \text{ ft} \end{aligned}$$

Panjang ekuivalen, $\Sigma Le = 104,3578 \text{ ft}$

5. Menghitung Friction Loss

a. *Contraction loss pada tank exit*

$$\begin{aligned} H_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times g_c} \\ &= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(3,0063)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0803 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

b. *Friksi pada pipa lurus*

$$\begin{aligned} N_{re} &= 149.012,19 \\ ID &= 0,172 \text{ ft} \\ f &= 0,0081 \\ F_f &= 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2 g_c} \\ &= 4 (0,0081) \frac{98,42 (3,0063)^2}{0,172 \text{ ft } 2 \times 32,174} \\ &= 2,7061 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

c. *Friksi pada sambungan (elbow)*

$$\begin{aligned} \text{Jumlah elbow} &= 3 \\ K_f &= 0,75 \\ H_f &= \Sigma K_f \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \\ &= 3 \times 0,75 \times \frac{(3,0063)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,3287 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

d. *Friksi karena pipa tee*

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tee} &= 0 \\ K_f &= 1 \\ H_f &= \Sigma K_f \left(\frac{v^2}{2g}\right) \\ &= 0 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

e. Friksi pada gate valve

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\ &= 1 \times 0,17 \times \frac{(3,0063)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,0248 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

f. Friksi pada globe valve

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\ &= 1 \times 6 \times \frac{(3,0063)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,8767 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

g. Friksi pada check valve

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\ &= 0 \times 0 \times \frac{(3,0063)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

h. Friksi karena ekspansi

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{v_2^2}{v_1^2} \right)^2$$

A₂ = luas penampang yang lebih kecil

A₁ = luas penampang yang lebih besar

$$A_2/A_1 = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$\begin{aligned} H_e &= K_{ex} \left(1 \frac{v^2}{2g_c} \right) \\ &= 1 \left(\frac{(3,0063)^2}{2(32,174)} \right) \\ &= 0,1461 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada system perpipaan adalah:

$$\begin{aligned} \Sigma F &= H_c + H_{ex} + F_f + H_f \\ &= 4,1630 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

6. Menghitung Tenaga Pompa yang digunakan

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernoulli (1993), pers 2.7-2.8,

$$\left(\Delta z \frac{g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta v^2}{2\alpha} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= \left(6,840 \times \frac{32,174}{32,174} \right) + \left(\frac{(3,0063)^2}{2 \times 1} \right) + \left(\frac{6.348,65 - 2.116,2166}{74,3808} \right) + 4,4552 \\
 &= 281,1361 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

7. Efisiensi Pompa

$$\eta = 75\% = 0,75$$

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{W_s}{\eta} \\
 &= \frac{281,4283}{0,75} \\
 &= 374,8481 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

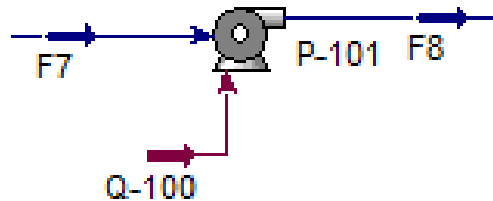
8. Daya Pompa

$$\begin{aligned}
 P &= m \times w_p \times \frac{1}{550} \\
 &= 5,3118 \text{ lb/s} \times 375,3839 \text{ ft.lbf/lbm} \times \frac{1}{550} \\
 &= 3,62 \text{ hp} \\
 &= 2,66 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Tabel C.13 Spesifikasi Pompa Keluaran Atas Distilasi (P-303)

Alat	Pompa (P-303)
Fungsi	Menaikkan tekanan keluaran atas distilasi (MD-302) menuju ke tangki (T-302), dari 1 atm menjadi 3 atm.
Bentuk	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell (austenitic) AISI tipe 316</i>
Efisiensi Pompa	75 %
Power Motor	3,62 Hp
Kebutuhan Daya	2,66 kW = 3 kW

C.8 Pompa (P-304)



Gambar C.8 Pompa (P-304)

Fungsi	: Menaikkan Tekanan Keluaran Bawah Distilasi (MD-302) menuju ke Heater (E-301), dari 1 atm menjadi 9 atm.
Kondisi Operasi	: Temperature masuk = -24,28 °C Temperatur keluar = -23,84 °C Tekanan masuk = 1 atm = 2.116,2166 lb/ft ² Tekanan keluar = 9 atm = 19.045,95 lb/ft ² Laju alir = 629,964 kg/jam = 13.888,241 lb/jam Density, ρ masuk = 995,0239 kg/m ³ = 62,1173 lb/ft ³
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>ready</i> 1 <i>stand by</i>)

1. Menghitung Debit Cairan

Diambil *over design* = 10%

FV *design* = 1,1 x 629,96 kg/jam
 = 692,9604 kg/jam

$$Q = \frac{FV \text{ design}}{\rho}$$

$$= \frac{692,9604 \text{ kg/jam}}{995,0239 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,6964 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2. Menghitung Diameter Pipa

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *Commercial steel*.

Diameter pipa optimum untuk material *Commercial steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14):

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\ &= \frac{13.888,24 \text{ lb/jam}}{62,1173 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 233,581 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0621 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$\begin{aligned} ID_{\text{opt}} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0621 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (62,1173 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 1,9102 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1(Geankoplis1993)

Tabel C.14 Pipa *Commercial Steel* dengan Ukuran

Karakteristik	In	Meter
NPS	2	0,0508
Sch	40	1,016
OD	2,375	0,0603
ID	2,067	0,0525 (0,17218 ft)

(Geankoplis, 1993)

3. Menentukan Bilangan Reynold (N_{re})

Bilangan reynold (N_{re}) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis, 1993).

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\ A &= \pi \times \left(\frac{1}{2} ID\right)^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 3,14 \times \left(\frac{1}{2} \times 0,0525\right)^2 \\
 &= 0,0021 \text{ m}^2 \\
 &= 0,0232 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,0621 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,0232 \text{ ft}^2} \\
 &= 2,6666 \text{ ft/det} \\
 &= 0,8125 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\
 &= \frac{62,1173 \text{ lb/ft}^3 \times 2,6666 \text{ ft/s} \times 0,17218 \text{ ft}}{0,0002 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 140.270,94 > 4.200 \text{ (aliran turbulen) } \alpha = 1
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Panjang Equivalen

Faktor koreksi, $\alpha = 1$

Diameter pipa = 0,0525 m

Roughness, $\varepsilon = 0,000046$ (untuk pipa *commercial steel*)

$$\begin{aligned}
 \varepsilon/D &= \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0525 \text{ m}} \\
 &= 0,00087 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari gambar 2.10-3, Geankoplis 1993, diperoleh $f = 0,007$

Tabel C.15 Tabel Perencanaan Sistem Perpipaan

Jenis	Jumlah	kf	Le/D
Elbow 90°	3	0,75	35
Tee	0	0	0
Gate valve (wide open)	1	0,17	9
Globe valve (wide open)	1	5	300

Check valve (swing)	0	0	0
---------------------	---	---	---

(Sumber : Geankoplis, 1993)

Direncanakan:

Panjang pipa lurus dianggap: 30 m = 98,42 ft

a. Digunakan 3 buah *elbow* 90° (Tabel 2,10-1, hal 93, Geankoplis)

$$\begin{aligned} Le/D &= 35 \text{ in (2,915 ft)} \\ Le &= 3 \times 2,915 \times 0,1722 \text{ ft} \\ &= 1,5059 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Digunakan 1 buah *globe valve (wide open)*

$$\begin{aligned} Le/D &= 300 \text{ in (24,99 ft)} \\ Le &= 1 \times 24,99 \times 0,1722 \text{ ft} \\ &= 4,3028 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Digunakan 1 buah *gate valve (wide open)*

$$\begin{aligned} Le/D &= 9 \text{ in (0,7497 ft)} \\ Le &= 1 \times 0,7497 \times 0,1722 \text{ ft} \\ &= 0,1290 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Digunakan 0 buah *check valve (swing)*

$$\begin{aligned} Le/D &= 100 \text{ in (8,33 ft)} \\ Le &= 0 \times 8,33 \times 0,1722 \text{ ft} \\ &= 0 \text{ ft} \end{aligned}$$

Panjang ekuivalen, $\Sigma Le = 104,3578 \text{ ft}$

5. Menghitung Friction Loss

a. *Contraction loss* pada *tank exit*

$$\begin{aligned} H_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times g_c} \\ &= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(2,666)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,06078 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

b. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= 140.270,94 \\
 ID &= 0,1722 \text{ ft} \\
 f &= 0,007 \\
 F_f &= 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2 g_c} \\
 &= 4 (0,007) \frac{98,42}{0,1722 \text{ ft}} \frac{(2,666)^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 1,7687 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

c. Friksi pada sambungan (*elbow*)

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah elbow} &= 3 \\
 K_f &= 0,75 \\
 H_f &= \sum K_f \left(\frac{v^2}{2 \times g_c} \right) \\
 &= 3 \times 0,75 \times \frac{(2,666)^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,2486 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

d. Friksi karena pipa *tee*

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tee} &= 0 \\
 K_f &= 1 \\
 H_f &= \sum K_f \left(\frac{v^2}{2g} \right) \\
 &= 0 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

e. Friksi pada gate valve

$$\begin{aligned}
 H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\
 &= 1 \times 0,17 \times \frac{(2,666)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\
 &= 0,0187 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

f. Friksi pada globe valve

$$\begin{aligned}
 H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\
 &= 1 \times 6 \times \frac{(2,666)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\
 &= 0,6630 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

g. Friksi pada check valve

$$\begin{aligned} H_f &= n \times k_f \times \left(\frac{v^2}{2 \alpha g_c} \right) \\ &= 0 \times 0 \times \frac{(2,666)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

h. Friksi karena ekspansi

$$\begin{aligned} K_{ex} &= \left(1 - \frac{v^2}{2\alpha} \right)^2 \\ A_2 &= \text{luas penampang yang lebih kecil} \\ A_1 &= \text{luas penampang yang lebih besar} \\ A_2/A_1 &= 0 \\ K_{ex} &= 1 \\ H_e &= K_{ex} \left(1 \frac{v^2}{2g_c} \right) \\ &= 1 \left(\frac{(2,666)^2}{2(32,174)} \right) \\ &= 0,1105 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada system perpipaan adalah:

$$\begin{aligned} \Sigma F &= H_c + H_{ex} + F_f + H_f \\ &= 2,8705 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

6. Menghitung Tenaga Pompa yang digunakan

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernoulli (1993), pers 2.7-2.8,

$$\begin{aligned} \left(\Delta z \frac{g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta v^2}{2\alpha} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s &= 0 \\ W_s &= \left(32,7616 \times \frac{32,174}{32,174} \right) + \left(\frac{(2,666)^2}{2 \times 1} \right) + \left(\frac{19.045,95 - 2.116,2166}{62,1173} \right) + 3,0915 \\ &= 1.329,4896 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

7. Efisiensi Pompa

$$\begin{aligned} \eta &= 75\% = 0,75 \\ W_p &= \frac{W_s}{\eta} \end{aligned}$$

$$= \frac{1.329,7106}{0,75}$$

$$= 1.772,65 \text{ ft.lbf/lbm}$$

8. Daya Pompa

$$P = m \times w_p \times \frac{1}{550}$$

$$= 3,8578 \text{ lb/s} \times 1.772,65 \text{ ft.lbf/lbm} \times \frac{1}{550}$$

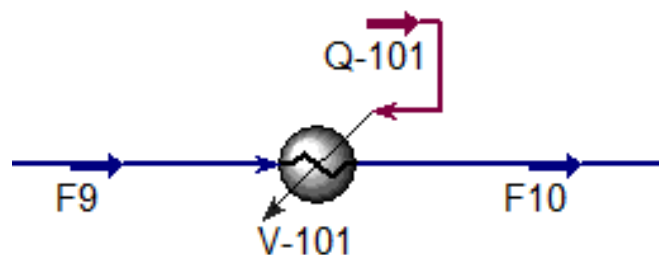
$$= 12,43 \text{ hp}$$

$$= 9,14 \text{ kW}$$

Tabel C.16 Spesifikasi Pompa Keluaran Bawah Distilasi (P-304)

Alat	Pompa (P-304)
Fungsi	Menaikkan tekanan keluaran bawah distilasi (MD-302) menuju ke heater (E-301), dari 1 atm menjadi 9 atm.
Bentuk	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell (austenitic) AISI tipe 316</i>
Efisiensi Pompa	75 %
Power Motor	12,43 Hp
Kebutuhan Daya	9,14 kW = 11 kW

C.9 Vaporizer (V-102)



Gambar C.10 Vaporizer (V-102)

Nama = Vaporizer
 Kode = V-102
 Jenis = *shell and Tube Heat Exchanger*

Fungsi = Menaikkan suhu metil klorida dan mengubah fasa dari liquid menjadi gas dari suhu $-5,77^{\circ}\text{C}$ menjadi 300°C

Kondisi Operasi

Fluida Panas = *Steam*

= Suhu Masuk (T_1) = 310°C = 590°F

Suhu Keluar (T_2) = $42,87^{\circ}\text{C}$ = $109,18^{\circ}\text{F}$

Laju Alir (W_1) = $678,3723\text{ kg/hr}$ = $1.495,5549\text{ lb/hr}$

Fluida Dingin = Metil Klorida

= Suhu Masuk (t_1) = $-5,77^{\circ}\text{C}$ = $21,59^{\circ}\text{F}$

Suhu Keluar (t_2) = 300°C = 572°F

Laju Alir (W_1) = $8.411,8940\text{ kg/hr}$ = $18.545,052\text{ lb/hr}$

Kapasitas Panas (Q) = 899.529 kJ/hr

= 852.589 btu/hr

Langkah Perancangan :

1. Δt = Beda Suhu Sebenarnya

Temperatur	Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)	Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih ($^{\circ}\text{F}$)
Tinggi	$T_1 = 590$	$t_2 = 572$	$\Delta t_2 = 18$
Rendah	$T_2 = 109,1838$	$t_1 = 21,59$	$\Delta t_1 = 87,58$
Selisih	480,8162	550,41	-69,58

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{-69,58}{\ln\left(\frac{18}{87,58}\right)} \\ &= 43,9786^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{480,8162}{550,41} \\ &= 0,87 \end{aligned}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= \frac{550,41}{590 - 21,59}$$

$$= 0,96$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,7$

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD}$$

$$\Delta t = 0,7 \times 43,9786 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 30,7850 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Menentukan temperatur rata-rata

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \qquad t_c = \frac{t_2 + t_1}{2}$$

$$= \frac{590 + 109,1838}{2} \qquad = \frac{572 + 21,59}{2}$$

$$= 349,5919 \text{ } ^\circ\text{F} \qquad = 298,7998 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menentukan UD

Pada tahap memanaskan Metanol digunakan *steam*, maka direncanakan tipe *double pipe heat exchanger* dengan $U_D = 100\text{-}200$, diambil harga $U_D = 100$ Btu/jam.ft².°F (Tabel 8, Kern, 1988).

4. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= \frac{899.529 \text{ btu/hr}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 30,7850^\circ\text{F}}$$

$$= 279,95 \text{ ft}^2$$

Karena surface area (A) $> 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*. Sehingga dalam perancangan ini digunakan 4-8 *Shell and Tube Heat Exchanger*.

5. Menghitung jumlah tube (Nt)

Dari Tabel 10, (Kern, 1965)

$$\text{OD Tube} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{ID Tube} = 1,12 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jenis tube} &= 16 \text{ BWG} \\
 \text{Flow area/tube (a't)} &= 0,985 \text{ in}^2 \\
 \text{Surface area (a''t)} &= 0,3271 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 \text{Direncanakan panjang tube, L} &= 16 \text{ ft} \\
 \text{Jarak Baffle (B)} &= 0,85 \times \text{ID Shell} \\
 &= 0,85 \times 17,25 \text{ in} \\
 &= 14,66 \text{ in} \\
 \text{Clearance (C)} &= \text{Pitch} - \text{OD Tube} \\
 &= 0,31 \text{ in} \\
 \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times a''t} \\
 &= \frac{276,95}{16 \times 0,3271} \\
 &= 54 \text{ tube}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9, (Kern, 1965), diambil pendekatan $N_t = 54 \text{ tube}$, dengan OD tube $1\frac{1}{4} \text{ in}$, $1\frac{9}{16} \text{ in}$ *triangular pitch* untuk 8 *passes*, sehingga didapat data selengkapnya sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Pitch (P}_T) &= 1,56 \text{ in} \\
 \text{Susunan tube} &= \text{Triangular pitch} \\
 \text{ID Shell} &= 17,25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

6. Koreksi *design overall coefficient of heat transfer*, U_D

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \cdot L \cdot a''t \\
 &= 54 \times 16 \times 0,3271 \\
 &= 282,6144 \text{ ft}^2 \\
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\
 &= \frac{852.589 \text{ btu/hr}}{282,6144 \text{ ft}^2 \times 30,7850^\circ\text{F}} \\
 &= 97,9954 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

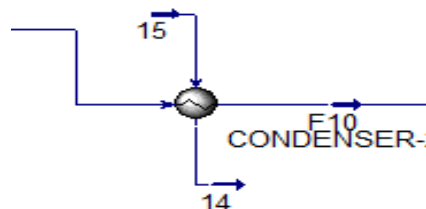
Dari hasil diatas maka nilai U_D sama dengan asumsi, maka dari Tabel 9 dan 10 Kern, 1965 diperoleh data sebagai berikut:

Tabel C.18 Spesifikasi *Vaporizer* (V-102)

Alat	<i>Vaporizer (V-102)</i>
Fungsi	Menaikkan suhu metil klorida dari $-5,7^{\circ}\text{C}$ menjadi 300°C sebelum memasuki ekspander (K-102)
Bentuk	<i>4 – 8 shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA-51670</i>
Jumlah Passes	<i>Shell Side = 4 Passes Tube Side = 8 Passes</i>
Dimensi	ID Shell = 17,25 OD, BWG tube = 1,25 in ,16 ID tube = 0,12 in
Pitch	1 in, <i>Triangular</i>
Jumlah	1 Unit

C.10 Condenser (C-201)

Fungsi : Mengkondensasi sebagian dan menurunkan suhu umpan hingga 9°C sebelum dialirkan ke Distilasi.



Gambar C.11 Condenser (C-201)

A. Fluida Dingin

Laju alir *cooling water* = 15.047,4 kg/jam

Temperatur awal (t_1) = $37,40^{\circ}\text{F}$ = 3°C

Temperatur akhir (t_2) = 194°F = 90°C

B. Fluida Panas

Temperatur umpan awal (T_1) = 572°F = 300°C

Temperatur umpan akhir (T_2) = $48,2^{\circ}\text{F}$ = 9°C

Panas yang dibutuhkan (Q) = 3.717.151,30 Btu/jam

Laju alir masuk umpan = 14.754,5 kg/jam

C. Δt = beda suhu sebenarnya

Tabel C.19 Data Temperatur *Condensor* (C-100)

Temperatur	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)	Selisih (°F)
Tinggi	$T_1 = 572$	$t_2 = 194$	$\Delta t_1 = 378$
Rendah	$T_2 = 48$	$t_1 = 37.4$	$\Delta t_2 = 10,80$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{10,8 - 378}{\ln\left(\frac{10,8}{378}\right)} \\ &= 103,28 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{572 - 48,2}{194 - 37,4} \\ &= 3,34 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{194 - 37,4}{572 - 37,4} \\ &= 0,29 \end{aligned}$$

1. Menentukan temperatur rata-rata

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} & t_c &= \frac{t_2 + t_1}{2} \\ &= \frac{572 + 48}{2} & &= \frac{194 + 37,4}{2} \\ &= 310,1 \text{ }^\circ\text{F} & &= 115,7 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari gambar 18 (Kern, 1988), diperoleh nilai $F_T = 0.92$

$$\begin{aligned} \Delta T &= F_T \cdot \text{LMTD} \\ &= (0.92)(103,28^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

$$= 95,02 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Menentukan U_D

Pada tahap pendinginan digunakan *steam*, maka direncanakan tipe *shell* dan *tube heat exchanger* dengan $U_D = 75 - 150$, diambil harga $U_D = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ (Tabel 8, Kern, 1988).

3. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \Delta T} \\ &= \frac{3.717.151,30 \text{ Btu/jam}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 95,02^\circ\text{F}} \\ &= 391,20 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena surface area (A) $> 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*. Sehingga dalam perancangan ini digunakan 2-4 *shell and tube heat exchanger*.

4. Menghitung jumlah *tube* (N_t)

Dari Tabel 10, (Kern, 1965)

$$\text{OD} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,12 \text{ in}$$

$$\text{Jenis tube} = 16 \text{ BWG}$$

$$\text{Flow area/tube (a't)} = 0,985 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface/lin ft (a''t)} = 0,3271 \text{ ft}^2$$

Direncanakan panjang *tube*, $L = 16 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times a''t} \\ &= \frac{391,2}{16 \times 0,1963} \\ &= 127 \text{ tube} \end{aligned}$$

Dari tabel 9, (Kern, 1965), diambil pendekatan $N_t = 127 \text{ tube}$, dengan OD *tube* 1.25

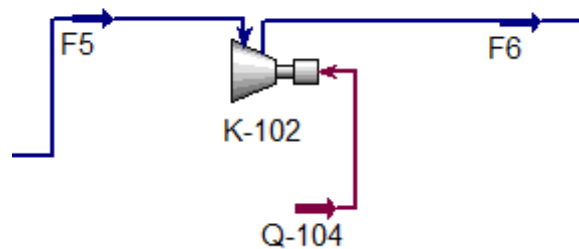
in, 1.56 in *Triangular Pitch* untuk 4 *passes*, sehingga didapat data selengkapnya sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Pitch (P}_T) &= 1,56 \text{ in,} \\
 \text{Susunan tube} &= \textit{Triangular} \\
 \text{ID} &= 25 \text{ in} \\
 \text{Baffle Space} &= 0,25 \times 25 \text{ in} \\
 &= 6,25 \text{ in} \\
 C'' &= P_T - \text{OD tube} \\
 &= 0.31 \text{ in}
 \end{aligned}$$

5. Koreksi *design overall coefficient of heat transfer*, U_D

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \cdot L \cdot a''t \\
 &= 127 \times 16 \times 0.3271 \\
 &= 664,6672 \text{ ft}^2 \\
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\
 &= \frac{3.921.802,73}{664,6672 \times 95,02} \\
 &= 58,86 \text{ btu/jam Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

C.11 *Expander (K-101)*



Gambar C.12 Expander (K-101)

Nama : *Expander*
 Kode : K-101
 Fungsi : Menurunkan tekanan produk keluaran vaporizer

(V-101) dari 9 atm menjadi 3 atm.

Kondisi Operasi	:	Temperature masuk	= 368 °C
		Temperatur keluar	= 300 °C
		Tekanan masuk	= 9 atm
		Tekanan keluar	= 3 atm
		Laju alir	= 6.342,5532 kg/jam
		Density, ρ masuk	= 8,769632 kg/m ³
Tipe	:	<i>Centrifugal Compressor</i>	
Jumlah Tangki	:	1 Unit	

1. Menghitung Kecepatan Volumetrik

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{6.342,5532 \text{ kg/jam}}{8,769632 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 723,2405 \text{ m}^3/\text{jam} = 7,0947 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung Daya Blower

$$\begin{aligned}
 \Delta P &= P_2 - P_1 \\
 &= 6.348,6708 \text{ lb/ft}^2 - 19.046,0124 \text{ lb/ft}^2 \\
 &= -12.697,3416 \text{ lb/ft}^2 \\
 \text{Daya blower} &= Q \times \Delta P \\
 &= 7,0947 \text{ ft}^3/\text{det} \times (-12.697,3416) \text{ lb/ft}^2 \\
 &= -90.084,1024 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Daya Pompa

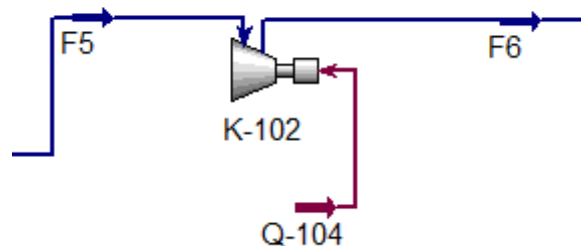
$$\begin{aligned}
 \text{Daya} &= 1,57 \times 10^{-4} Q P_2 \\
 &\quad \text{(Timmerhause 4th edition 2, hal 524)} \\
 &= 1,57 \times 10^{-4} (7,0947 \text{ ft}^3/\text{det})(6.348,6708 \text{ lb/ft}^2) \\
 &= 7,071602 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung P actual

$$\begin{aligned}
 P_{\text{actual}} &= \frac{\text{daya}}{\text{efisiensi alat}} \\
 &= \frac{7,071602}{0,75} \\
 &= 9,4288 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Tabel C.20 Spesifikasi *Expander* (K-101)

Alat	<i>Expander</i> (K-101)
Fungsi	Menurunkan tekanan produk keluaran Vaporizer (V-101) dari 9 atm menjadi 3 atm.
Tipe	<i>Centrifugal Compressor</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i> Tipe 316
Efisiensi Kompresor	75%
Power Motor	7,071602 hp
Jumlah	1 unit

C.12 *Expander* (K-102)**Gambar C.13** *Expander* (K-102)

Nama	: <i>Expander</i>
Kode	: K-102
Fungsi	: Menurunkan tekanan produk keluaran vaporizer (V-102) dari 9 atm menjadi 3 atm.
Kondisi Operasi	: Temperature masuk = 415,54 °C Temperatur keluar = 300 °C Tekanan masuk = 9 atm Tekanan keluar = 3 atm Laju alir = 8.411,8947 kg/jam Density, ρ masuk = 11,363850 kg/m ³
Tipe	: <i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah Tangki	: 1 Unit

1. Menghitung Kecepatan Volumetrik

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{8.411,8947 \text{ kg/jam}}{11,363850 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 740,23276 \text{ m}^3/\text{jam} = 7,2614 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung Daya Blower

$$\begin{aligned}
 \Delta P &= P_2 - P_1 \\
 &= 6.348,6708 \text{ lb/ft}^2 - 19.046,0124 \text{ lb/ft}^2 \\
 &= -12.697,3416 \text{ lb/ft}^2 \\
 \text{Daya blower} &= Q \times \Delta P \\
 &= 7,2614 \text{ ft}^3/\text{det} \times (-12.697,3416) \text{ lb/ft}^2 \\
 &= -92.200,5931 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Daya Pompa

$$\begin{aligned}
 \text{Daya} &= 1,57 \times 10^{-4} Q P_2 \\
 &\quad \text{(Timmerhouse 4th edition 2, hal 524)} \\
 &= 1,57 \times 10^{-4} (7,2614 \text{ ft}^3/\text{det})(6.348,6708 \text{ lb/ft}^2) \\
 &= 7,237746 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung P actual

$$\begin{aligned}
 P_{\text{actual}} &= \frac{\text{daya}}{\text{efisiensi alat}} \\
 &= \frac{7,237746}{0,75} \\
 &= 9,650328 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Tabel C.21 Spesifikasi *Expander* (K-102)

Alat	<i>Expander</i> (K-102)
Fungsi	Menurunkan tekanan produk keluaran Vaporizer (V-102) dari 9 atm menjadi 3 atm.
Tipe	<i>Centrifugal Compressor</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i> Tipe 316
Efisiensi Kompresor	75%

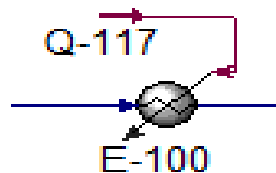
Power Motor	7,237746 hp
Jumlah	1 unit

C.13 Heater (E-301)

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Fungsi : Menaikkan suhu keluaran pompa (P-104) dari $-24,24\text{ }^{\circ}\text{C}$ sampai $30\text{ }^{\circ}\text{C}$

Pemilihan : Sesuai untuk HE dengan luas perpindahan panas $<200\text{ ft}^2$



Gambar C.14 Heater (E-301)

Data perhitungan :

Fluida Panas = *Steam*

$$= \text{Suhu Masuk } (T_1) = 310\text{ }^{\circ}\text{C} = 590\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu Keluar } (T_2) = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Laju Alir } (W_1) = 1.084,78\text{ kg/hr} = 2.391,53\text{ lb/hr}$$

Fluida Dingin = Metil Klorida

$$= \text{Suhu Masuk } (t_1) = -24,29\text{ }^{\circ}\text{C} = -11,72\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu Keluar } (t_2) = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Laju Alir } (W_1) = 629,96\text{ kg/hr} = 1388,82\text{ lb/hr}$$

a. Neraca panas

$$\text{Beban panas, } Q = 18.104,91\text{ Kj/jam} = 26.638,31\text{ Btu/jam}$$

b. Menghitung ΔT LMTD

Driving force dari proses perpindahan panas adalah perbedaan temperatur antara fluida panas (*hot fluid*) dengan fluida dingin (*cold fluid*). Perbedaan temperatur yang terjadi di setiap titik di sepanjang *heat exchanger* ditunjukkan melalui nilai ΔT LMTD (*Log Mean Temperature Difference*). Karena nilai ΔT LMTD pada jenis aliran *countercurrent* lebih besar daripada jenis aliran paralel maka luas area perpindahan panas (*surface area*) yang

dibutuhkan akan lebih kecil sehingga dipilih jenis aliran *countercurrent*.

Tabel C.22 Temperatur aliran panas dan dingin

Fluida Panas	Fluida Dingin	Perbedaan	
= 590	= 86	4	2
= 86	= -11,72	,72	1

$$LMTD = \frac{(T_1-t_2)-(T_2-t_1)}{\ln\left(\frac{T_1-t_2}{T_2-t_1}\right)} \dots\dots\dots (C.62)$$

$$= 247,6625 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Menghitung Temperatur Kalorik, Tc dan tc

$$T_c = \frac{T_1+T_2}{2} \dots\dots\dots (C.63)$$

$$= \frac{590 + 86}{2}$$

$$= 338^\circ\text{f}$$

$$t_c = \frac{t_1+t_2}{2} \dots\dots\dots (C.64)$$

$$= \frac{86 + (-11,72)}{2}$$

$$= 37,13^\circ\text{f}$$

Cek viskositas pada terminal dingin untuk tiap fluida :

Annulus :

Pada T = 338 °F

$$\mu = 0.30128 \text{ cp} \qquad \qquad \qquad (\text{Fig.15, Kern 1965})$$

Pipa :

Pada t = 37,139 °F

$$\mu = 0,4916 \text{ cp} \qquad \qquad \qquad (\text{Fig.15, Kern 1965})$$

Karena viskositas fluida pada terminal dingin < 1 cp (Kern, 1965, Hal: 111), maka:

$$T_c = T_{avg}$$

$$t_c = t_{avg}$$

d. Pemilihan Jenis Alat Perpindahan Panas

Dari Tabel 8 (Kern, 1965) range Ud = 100 - 200 Btu/hr.ft² °F dan dipilih Ud = 100 Btu/hr.ft². °F.

Area perpindahan panas (surface area) :

$$A = \frac{Q}{U \times CMTD} \dots\dots\dots (C.65)$$

$$= \frac{26.638,31}{100 \times 247,6625}$$

$$= 1,08 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan tipe double pipe dengan ukuran standar yang digunakan (Kern, 1965, Hal: 103):

Tabel C.23 Spesifik double pipe

Annulus			Pipa		
IPS	3	In	IPS	2	In
Sch. No	40		Sch. No	40	
OD	3,5	In	OD	2,38	In
ID	3,068	In	ID	2,067	In
a"	0,804	ft2/ft	a"	0,542	ft2/ft

Fluida dingin berada di annulus

Fluida panas berada di pipa

e. Menghitung *Flow area*

Annulus :

$$D2 = 3,5/12$$

$$= 0.2916 \text{ ft}$$

$$D1 = 3,068/12$$

$$= 0.2556 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi \times (D2^2 - D1^2)}{4} \dots\dots\dots (C.66)$$

$$= 0,01546 \text{ ft}^2$$

Diameter equivalent, D_e :

$$D_e = \frac{(D2^2 - D1^2)}{D1} \dots\dots\dots (C.67)$$

$$= 0,07706 \text{ ft}$$

Pipa :

$$D = 2,067/12$$

$$= 0.17225$$

$$a_p = \frac{\pi D^2}{4} \dots\dots\dots (C.68)$$

$$= 0.0233 \text{ ft}^2$$

f. Menghitung Mass Velocity (G)

Annulus :

$$G_a = \frac{W}{a_a} \dots\dots\dots (C.69)$$

$$= \frac{2.391,53}{0,01546}$$

$$= 154.614,90 \text{ lb/hr.ft}^2$$

Pipa :

$$G_p = \frac{W}{a_p} \dots\dots\dots (C.70)$$

$$= \frac{1.388,83}{0,0233}$$

$$= 59.629,53 \text{ lb/hr.ft}^2$$

g. Menghitung Bilangan Reynold (Re)

Annulus :

$$T_{\text{avg}} = 338 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,30 \text{ cp} \times 2,42 \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$= 0,7291 \text{ lb/jam ft}$$

$$Re_a = De.G_a/\mu \dots\dots\dots (C.71)$$

$$= 16.343,56$$

$$J_H = 71$$

Pipa :

$$t_{\text{avg}} = 37,13 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,2 \text{ cp} \times 2,42 \quad (\text{Kern, Fig. 15})$$

$$= 0,55 \text{ lb/jam ft}$$

$$Re_p = D.G_p/\mu \dots\dots\dots (C.72)$$

$$= 18.675,19$$

$$J_H = 74$$

h. Menentukan Bilangan Prandtl (Pr)

Annulus :

Pada $T_{avg} = 338 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$c = 0,4916 \text{ btu/lb.f}$$

$$k = 0,02568 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (F/ft)}$$

$$\mu = 0,01703 \text{ lb/jam.ft}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 0,33$$

Pipa :

Pada $T_{avg} = 37,13 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$c = 0.1889 \text{ btu/lb.f}$$

$$k = 0.0821 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (F/ft)}$$

$$\mu = 0.55 \text{ lb/jam.ft}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 1,27$$

i. Menghitung *Outside Film Coefficient* (h_o) dan *Inside Film Coefficient* (h_i)

Annulus:

$$H_o = JH \left(\frac{k}{De}\right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \dots\dots\dots (C.73)$$

$$= 16,28 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Pipa:

$$H_i = JH \left(\frac{k}{D}\right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \dots\dots\dots (C.74)$$

$$= 38,15 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$H_{io} = H_i \times \left(\frac{OD}{ID}\right)$$

$$= 33,13 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

j. Menghitung *Clean Overall Coefficient* (UC)

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} \dots\dots\dots (C.75)$$

$$= 10,92 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

k. Menghitung *Design Overall Coefficient* (UD)

$$R_d = 0,002 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu} \quad \text{(Kern, Tabel 8)}$$

$$\frac{1}{UD} = \frac{1}{UC} + Rd \dots\dots\dots (C.76)$$

$$= \frac{1}{UC} + Rd$$

$$UD = 10,68 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°f}$$

l. Menghitung Luas Permukaan Perpindahan Panas Yang Dibutuhkan

$$A = \frac{Q}{U \times \text{CMTD}} \dots\dots\dots (C.77)$$

$$= \frac{26.638,31}{10,68 \times 247,6625}$$

$$= 10,0671 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,542 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern, Tabel 11})$$

Panjang pipa :

$$L = \frac{A}{a''} \dots\dots\dots (C.78)$$

$$= 18,5742 \text{ ft linier}$$

$$\text{Panjang hairpin} = 12, 15, 20 \text{ ft} \quad (\text{Kern, Hal: 103})$$

Diambil Lh = 12 ft

Hairpin terdiri dari 2 pipa (n = 2) , maka jumlah hairpin yang diperlukan :

$$\text{Hairpin} = \frac{L}{2 \times Lh} \dots\dots\dots (C.79)$$

$$= \frac{18,5742}{2 \times 12}$$

$$= 0,7739 \text{ buah}$$

$$= 1 \text{ buah}$$

Koreksi panjang pipa:

$$\text{Lkor} = 2.Lh \times \text{hairpin} \dots\dots\dots (C.80)$$

$$= 2 \times 12 \times 1$$

$$= 24 \text{ ft linier}$$

m. Menghitung Luas Permukaan Perpindahan Yang Tersedia Sebenarnya

$$A = \text{Lkor} \times a'' \dots\dots\dots (C.81)$$

$$= 24 \text{ ft} \times 0,542 \text{ ft}$$

$$= 13,008 \text{ ft}^2$$

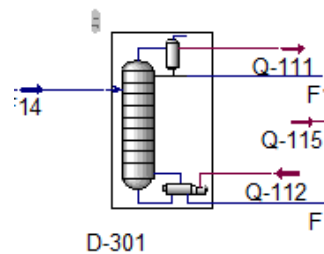
n. **Menghitung Actual Design Overall Coefficient (UD_{aktual})**

$$\begin{aligned}
 UD_{\text{aktual}} &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \dots\dots\dots (C.82) \\
 &= \frac{26.638,31}{13,008 \times 247,6625} \\
 &= 8,27 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

C.14 Menara Distilasi I (MD-302)

Fungsi : Memisahkan metil klorida dengan hidrogen klorida

Jenis : Menara Distilasi Tray (*Plate Column*)



Gambar. C.15 Menara Distilasi I (D-302).

C.16.1 Tinggi Weir (h_w)

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi *weir* yang digunakan antara 12 mm (Coulson,1983). Tinggi *weir* yang digunakan adalah 50 mm (Coulson, 1983)

Tinggi *weir* yang digunakan (h_w) = 50 mm = 0,05 m (Coulson, 1983).

C.16.2 Diameter Hole (d_h)

Diameter *hole* yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 15 mm (Coulson, 1983).

Diameter *hole* yang digunakan = 5 mm (Coulson, 1983).

C.16.3 Tebal tray

Untuk bahan *carbon steel* tebal *tray* yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in), sedangkan untuk bahan *stainless steel* tebal *tray* yang digunakan adalah 3 mm. Untuk menara fraksinasi ini digunakan bahan *carbon steel*, sehingga tebal *tray* yang digunakan = 5 mm. (Coulson vol 6 1ed p465, 1983).

C.16.4 Layout tray

Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip around*

tray edge dan 50 mm *wide calming zones*. Dari fig.11.32 (Coulson, 1983, hal. 465), untuk $lw/Dc = 0,725$, maka $\theta_c = 90^\circ$.

a. Derajat *tray edge*

$$\begin{aligned}(\alpha) &= 180^\circ - \theta_c \\ &= 180^\circ - 90^\circ \\ &= 90^\circ\end{aligned}$$

$$Lh/Dc = 0,03$$

b. Panjang rata-rata unperforated edge strips

$$\begin{aligned}L_{av} &= \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (Dc - hw) \\ &= \frac{90}{180} \times \frac{22}{7} \times (0,012 - 0,05) \\ &= 2,3383 \text{ m}\end{aligned}$$

c. Luas unperforated edge strips

$$\begin{aligned}(A_{up}) &= hw \times L_{av} \\ &= 0,012 \times 2,3383 \text{ m} \\ &= 0,0281 \text{ m}\end{aligned}$$

d. Luas calming zone

$$\begin{aligned}(A_{cz}) &= 2 \times hw \times (lw - (2 \times hw)) \\ &= 2 \times 0,012 \times (1,14 - (2 \times 0,012)) \\ &= 0,0268 \text{ m}^2\end{aligned}$$

e. Luas total tersedia untuk perforasi

$$\begin{aligned}A_p &= A_a - (A_{up} + A_{cz}) \\ &= 1,344 - (0,0281 + 0,0268) \\ &= 1,2875 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\frac{A_h}{A_p} &= \frac{0,040}{1,2875} \\ &= 0,036\end{aligned}$$

Dari Fig. 11.33, hal, 466, Coulson, didapatkan nilai:

$$\frac{I_p}{d_h} = 2,5$$

f. *Hole pitch*

$$I_p = \frac{I_p}{d_h} \times d_h$$

$$\begin{aligned}
 &= 2,5 \times 5 \\
 &= 12,5 \text{ mm} \\
 &= 0,0125 \text{ m}
 \end{aligned}$$

g. *Jumlah holes*

Area untuk 1 hole (Aoh)

$$\begin{aligned}
 \text{Luas 1 lubang (Aoh)} &= \frac{\pi}{4} \times dh^2 \\
 &= \frac{22}{7} \times \frac{1}{4} \times (5 \text{ mm})^2 \\
 &= 19,625 \text{ mm}^2 \\
 &= 1,9625 \times 10^{-4} \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah lubang} &= \frac{Ah}{Aoh} \\
 &= \frac{0,040 \text{ m}^2}{1,9625 \times 10^{-4} \text{ m}^2} \\
 &= 205 \text{ lubang}
 \end{aligned}$$

C.16.5 Spesifikasi Weir

Diameter tray (Dc)	= 1,5 m	(Coulson,1983)
Diameter lubang (dh)	= 0,005 m	(Coulson,1983)
Hole pitch (Ip)	= 0,0125 m	
Jumlah hole	= 205	
Tray spacing	= 0,6 m	(Coulson,1983)
Tray thickness	= 0,003 m	(Coulson,1983)
Panjang weir	= 1,2 m	(Coulson,1983)
Tinggi weir	= 0,012 m	(Coulson,1983)
Panjang weir	= 1,14 m	(Coulson,1983)

C.16.6 Mechanical Design

a. Menentukan Tebal *Shell*

Data perhitungan:

$$\begin{aligned}
 \text{Poperasi} &= 264 \text{ Psia} && \text{(Coulson,1983)} \\
 P_{\text{design}} &= 1,2 \\
 &= 1,2 * 264 \text{ Psia} \\
 &= 316,8 \text{ Psia}
 \end{aligned}$$

Material *carbon Steel* SA-285 Grade C (alasan pemilihan material:

tahan terhadap korosifitas dan memiliki struktur kuat pada tekanan vakum) Data perhitungan:

P	= Tekanan <i>design</i>	= 0,0226 psia
ri	= Jari-jari <i>design</i>	= 29,528 in
F	= Allowable <i>stress</i>	= 13.300 psia (Brownel & Young, 1959)
C	= Faktor korosi	= 0,02 in/tahun (Brownel & Young, 1959)
N	= Umur alat	= 15 tahun
E	= Efisiensi pengelasan	= 0,85 (Brownel & Young, 1959)
a	= 2	

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P \times ri}{a \times F \times E - 1,2 \times P} + n.c \\
 &= \frac{295,8 \text{ psia} \times 29,53}{2 \times 13.300 \text{ psia} \times 0,85 - 1,2 \times 52,2 \text{ psia}} + 10 (0,02) \text{ in} \\
 &= 0,6149 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal standar untuk *shell*: ½ in (Brownel, 1959)

b. Menentukan Tebal *Head*

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + (2 \times ts) \\
 &= 59,055 + (2 \times 0,6149) \\
 &= 60,2847 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 Brownell and Young:

$$icr = 1,88 \text{ in}$$

$$rc = 30 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 w &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right) \\
 &= \left(3 + \sqrt{\frac{1,88}{30}} \right) \\
 &= 1,749 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{P \times rc \times w}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} \\
 &= \frac{295,8 \times 30 \times 1,749}{2 \times 13.300 \times 0,85 - 0,2 \times 52,2} \\
 &= 0,688 \text{ in}
 \end{aligned}$$

t_{head} standar = 1,75 in maka tebal yang digunakan:

$$t_{head} = 1,75 \text{ in}$$

Untuk tebal $head$ 1,75 in, dari tabel 5,8 Brownell and Young maka:

$$sf = 4,5 - 1,5$$

$$\text{Diambil } sf = 4 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} b &= \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \\ &= 24,867 \text{ in} \\ &= 0,63 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Tinggi *Head* (OA)

$$sf = 4 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OA &= th + b + sf \\ &= 0,688 + 24,867 + 4 \\ &= 29,56 \text{ in} \\ &= 0,751 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= ri - icr \\ &= 29,528 - 1,88 \\ &= 27,648 \text{ in} \\ &= 0,6912 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 30 - 1,88 \\ &= 28,12 \text{ in} \\ &= 0,714 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{28,12^2 - 27,648^2} \\ &= 5,133 \text{ in} \\ &= 0,13 \text{ m} \end{aligned}$$

d. *Head* Menara

Dari perhitungan:

$$\text{Diameter kolom} = \text{ID} = \text{Dc} = 1,5 \text{ m} \quad (\text{Hysys, V10})$$

$$\text{Luas kolom} = 1,264 \text{ m} \quad (\text{Hysys, V10})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head} &= 0,000049 \times \text{Dc}^3 \\ &= 0,000049 \times 1,5^3 \\ &= 1,654 \times 10^{-4} \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head pada sf} &= \pi/4 \times \text{ID}^2 \times \text{sf} \\ &= 3,14/4 \times 1,5^2 \times 0,1016 \\ &= 0,1794 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head total} &= \text{V head tanpa sf} + \text{V head pada sf} \\ &= 1,654 \times 10^{-4} \text{ m}^3 + 0,1782 \text{ m}^3 \\ &= 0,1796 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Blank diameter} &= \text{OD} + \text{OD}/24 + 2.\text{sf} + 2/3.\text{icr} \\ &= 60,240 + 60,240/24 + 2.0,1008 + 2/3.1,88 \\ &= 64,2620 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk bagian bottom kolom:

$$\begin{aligned} Q &= \frac{L}{\rho l} \\ &= \frac{4.628,43}{703,1} \\ &= 6,58 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,1097 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Waktu tinggal cairan dibawah *tray* terakhir: 3 – 10 menit (Illich, 1984).

$$\text{V cairan} = 0,180 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal} &= \frac{\text{V cairan}}{Q} \\ &= \frac{0,180}{0,1097} \\ &= 1,64 \text{ menit} \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam *shell* (H_L):

$$\begin{aligned} H_L &= \frac{\text{V cairan}}{\pi/4 \times \text{Dc}^2} \\ &= \frac{0,18}{3,14/4 \times 1,5^2} \\ &= 0,10 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Total Menara

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak dari tray teratas} &= 1 \text{ m} \\
 \text{Jumlah tray} &= 10 \text{ buah} \\
 \text{Tebal tray} &= 0,005 \text{ m} \\
 \text{Tinggi head dengan tebal head} &= OA - sf \\
 &= 29.555 \text{ in} - 4 \text{ in} \\
 &= 25,555 \text{ in} \\
 &= 0,65 \text{ m} \\
 \text{Tinggi di bawah tray terbawah} &= H_L + (OA - sf) \\
 &= 0,10 + 0,65 \\
 &= 0,75 \text{ m} \\
 \text{Tinggi total} &= (\text{jarak dari tray teratas} + (\text{jumlah tray}-1 \times \text{tray spacing}) + \text{tebal} \\
 &\quad \text{Tray} \times \text{jumlah tray} + \text{tinggi head dengan tebal head} + \text{tinggi} \\
 &\quad \text{dibawah tray terbawah}) \\
 &= (1 + (1,44 \times 0,55) + (14 \times 0,005) + 0,65 + 0,75) \\
 &= 8,4615 \text{ m} \\
 &= 27,76 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

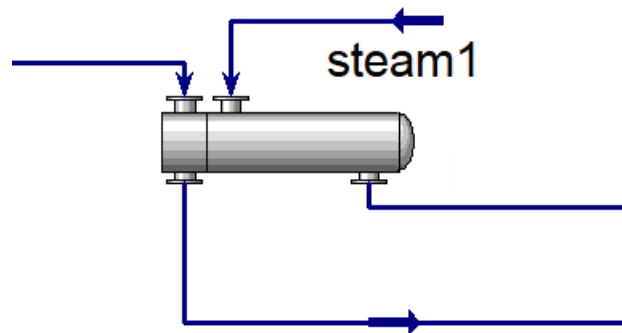
Tabel C.24 Spesifikasi Pompa Menara Distilasi II (D-302)

Fungsi	Menghilangkan impuritis yang masih terbawa aliran produk
Jenis	Menara Distilasi Tray (<i>Plate Column</i>)
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel</i> Tipe 321
Diameter tray (Dc)	1,5 m
Diameter lubang (dh)	0,005 m
<i>Hole pitch</i> (Ip)	0,0125 m
Jumlah hole	205
<i>Tray spacing</i>	0,6 m
<i>Tray thickness</i>	0,003 m
Panjang weir	1,2 m
Tinggi weir	0,012 m
Jumlah Tray	10 Buah

LAMPIRAN D

PERHITUNGAN TUGAS KHUSUS

D.1 *Heat Exchanger (V-101)* (Safira Ramadani. / NIM. 190140104)



Gambar D.1 *Heat Exchanger (V-101)*

- Fungsi : Menaikkan suhu metil klorida dari 30°C menjadi 300 °C sebelum memasuki reaktor (R-201).
- Tipe : 1-2 *shell and tube heat exchanger*
- Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.

Perhitungan (V-101)

1. Fluida Dingin

- | | | |
|-------------------------------|-------------------|--------------------|
| a. Laju alir fluida dingin | = 6.341,00 kg/jam | = 13.979,51 lb/jam |
| b. Temperatur awal (t_1) | = 30 °C | = 86 °F |
| c. Temperatur akhir (t_2) | = 300 °C | = 572,00 °F |
| d. Panas yang dibutuhkan (Q) | = 12.442,45 | Btu/jam |

2. Fluida Panas

- | | | |
|---------------------------|--------------------|--------------------|
| a. Laju alir fluida panas | = 18.000,00 kg/jam | = 39.683,21 lb/jam |
|---------------------------|--------------------|--------------------|

- b. Temperatur awal (T_1) = 420 °C = 788,00 °F
 c. Temperatur akhir (T_2) = 307,70 °C = 585,86 °F

3. Δt = beda suhu sebenarnya

Tabel D.3 Menentukan temperatur rata-rata (Δt_{LMTD})

Temperatur	Fluida Panas (°F)	Fluida dingin (°F)	Selisih (°F)
Tinggi	$T_1 = 788,00$ °F	$t_2 = 572,00$ °F	$\Delta t_2 = 216,0$ °F
Rendah	$T_2 = 585,86$ °F	$t_1 = 86,00$ °F	$\Delta t_1 = 499,9$ °F
Selisih	$T_1 - T_2 = 202,14$ °F	$t_2 - t_1 = 486,00$ °F	$\Delta t_2 - \Delta t_1 = -283,86$ °F

1. Menghitung $\Delta LMTD$

$$\begin{aligned} \text{a) } LMTD &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ &= \frac{-283,86}{\ln\left(\frac{216,0}{499,9}\right)} \\ &= 338,3113 \text{ °F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b) } R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{202,14 \text{ °F}}{486,00 \text{ °F}} \\ &= 0,42 \text{ °F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{c) } S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{486,00 \text{ °F}}{702,0 \text{ °F}} \\ &= 0,69 \text{ °F} \end{aligned}$$

Dari gambar 18 (Kern, 1988), diperoleh nilai $F_T = 0,83$

$$\begin{aligned} \Delta T &= F_T \cdot LMTD \\ &= (0,83)(338,3113 \text{ °F}) \\ &= 280,7984 \text{ °F} \end{aligned}$$

2. Menentukan Temperatur Kalorimetrik (T_c dan t_c)

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} & t_c &= \frac{t_2 + t_1}{2} \\ &= \frac{788,0 + 585,9}{2} & &= \frac{572,00 + 86,0}{2} \\ &= 686,93 \text{ °F} & &= 329,00 \text{ °F} \end{aligned}$$

3. Menghitung Koefisien *Overall* Perpindahan Panas (U)

a. Menghitung *Flow area*

Shell

$$\begin{aligned}
 a_s &= \frac{ID \times C'' \times B}{144 \times Pt} \\
 &= \frac{13,25 \times 0,25 \times 11,26}{144 \times 1} \\
 &= 0,2590 \text{ ft}^2 \\
 &= 37,296 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Tube

$$\begin{aligned}
 a'_t &= 0,302 \text{ in}^2 && \text{(kern, Tabel 10)} \\
 a_t &= \frac{Nt \times a't}{144 \times n} \\
 &= \frac{94 \times 0,302}{144 \times 2} \\
 &= 0,0273 \text{ ft}^2 \\
 &= 3,9312 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

b. Menghitung *Mass Velocity*

Shell

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{w}{a_s} \\
 &= \frac{39.683,21}{0,2590} \\
 &= 153.171,74 \text{ lb/jam ft}^2
 \end{aligned}$$

Tube

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{w}{a_t} \\
 &= \frac{13.979,51}{0,0273} \\
 &= 510.597,05 \text{ lb/jam Ft}^2
 \end{aligned}$$

c. Menghitung *Bilangan Reynold Number*

Shell

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,0607 \text{ lb/jam ft} && \text{(Data Properties hysys)} \\
 D_e &= 0,95 \text{ in} && \text{(Kern, Fig.28)} \\
 &= 0,0791 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re}_s &= \frac{D_e \times G_s}{\mu} \\ &= \frac{0,0791 \times 153.171,74}{0,0607} \\ &= 199.657,93 \end{aligned}$$

$$jH = 180 \quad (\text{Kern, Fig 28})$$

Tube

$$\begin{aligned} \mu &= 0,0553 \text{ cP} && (\text{Data Properties hysys}) \\ &= 0,0553 \text{ lb/jam ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_e &= 0,70 \text{ in} && (\text{Kern, Fig.28}) \\ &= 0,0581 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re}_t &= \frac{D \times G_t}{\mu} \\ &= \frac{0,0553 \times 510.597,05}{0,0553} \\ &= 536.578,66 \end{aligned}$$

$$jH = 700 \quad (\text{Kern, Fig 28})$$

d. Menentukan Prandtl Number (P_r)

Shell

$$\mu = 0,0607 \text{ lb/ft.jam}$$

Kapasitas panas, C_p :

$$C_p = 0,5017 \text{ Btu/lb. } ^\circ\text{F}$$

$$K = 0,03324 \text{ Btu/(hr) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\begin{aligned} P_r &= \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= \left(\frac{0,5017 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \times 0,0607 \text{ lb/ft.jam}}{0,03324 \text{ Btu/(hr) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F/ft)}} \right)^{1/3} \\ &= 0,9715 \text{ btu/lb f} \end{aligned}$$

Tube

$$\mu = 0,0553 \text{ lb/ft.jam}$$

Kapasitas panas, C_p :

$$\begin{aligned}
 C_p &= 0,3026 \text{ Btu/lb. } ^\circ\text{F} && \text{(Kern, Fig. 2)} \\
 K &= 0,0205 \text{ Btu/(hr) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F/ft)} && \text{(Kern, Table 4)} \\
 P_r &= \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \\
 &= \left(\frac{0,3026 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \times 0,0553 \text{ lb/ft.jam}}{0,0205 \text{ Btu/(hr) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F/ft)}}\right)^{1/3} \\
 &= 0,9355 \text{ btu/lb f}
 \end{aligned}$$

e. Menghitung Nilai *Outside Film Coefficient* (h_o) dan *Inside Film Coefficient* (h_i)

Shell

$$\begin{aligned}
 \frac{h_o}{\phi_s} &= jH \left(\frac{k}{D_e}\right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \\
 &= 180 \times \left(\frac{0,03324 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}}{0,0791 \text{ ft}}\right) \times 0,9715 \\
 &= 73,4580 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \\
 h_o &= jH \left(\frac{k}{D_c}\right) \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{1/3} \phi_s \\
 &= 73,4580 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \times 0,9853 \\
 &= 72,3786 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Tube

$$\begin{aligned}
 \frac{h_i}{\phi_t} &= jH \left(\frac{k}{D_e}\right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \\
 &= 700 \times \left(\frac{0,0205 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}}{0,0581 \text{ ft}}\right) \times 0,9355 \\
 &= 230,7370 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \\
 h_i &= jH \left(\frac{k}{D_c}\right) \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{1/3} \phi_s \\
 &= 230,7370 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \times 1,0068 \\
 &= 232,3062 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

f. Menghitung Temperatur Wall

$$T_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_i \phi_t}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$\begin{aligned}
&= 329,00 + \frac{230 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}}{73,4580 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} + 230 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}} \times (686,93 - \\
&329,00) \text{ °F} \\
&= 600,5 \text{ °F}
\end{aligned}$$

Shell

$$\begin{aligned}
\text{Pada } t_w &= 600,5 \text{ °F}, \mu_w = 0,015 \text{ cp} \\
&= 0,0484 \text{ lb/ft.jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Sehingga, } \phi_s &= \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\
&= \left(\frac{0,0435 \text{ lb/ft.jam}}{0,0484 \text{ lb/ft.jam}} \right)^{0,14} \\
&= 0,9853
\end{aligned}$$

Tube

$$\begin{aligned}
\text{Pada } t_w &= 600,5 \text{ °F}, \mu_w = 0,015 \text{ cp} && \text{(Fig. 14, Kern)} \\
&= 0,0484 \text{ lb/ft.jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Sehingga, } \phi_t &= \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\
&= \left(\frac{0,0508 \text{ lb/ft.jam}}{0,0484 \text{ lb/ft.jam}} \right)^{0,14} \\
&= 1,0068
\end{aligned}$$

g. Menghitung Corrected Coefficient (h_{io})

Tube

$$\begin{aligned}
\frac{h_{io}}{\phi_t} &= \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD} \\
&= 230 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 0,62/0,75 = 190,74 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} \\
h_{io} &= \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD} \times \phi_t \\
&= 190,74 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 1,0068 \\
&= 192,04 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}
\end{aligned}$$

Dimana ϕ_t dan ϕ_s diperoleh dari perhitungan t_w (temperatur wall).

h. Menghitung Clean Overall Coefficient (U_c)

$$\begin{aligned}
U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
&= \frac{192,04 \times 72,3786}{192,04 + 72,3786} \\
&= 52,57 \text{ Btu/jam Ft °F}
\end{aligned}$$

i. Design Overall Coefficient (U_D)

$$U_D = 150 \text{ Btu/jam Ft } ^\circ\text{F}$$

3. Menentukan U_D

Pada tahap pemanasan menentukan U_D yaitu dengan Menggunakan steam keluaran boiler, maka direncanakan tipe *shell* dan *tube heat exchanger* dengan $U_D = 100 - 200$, diambil harga $U_D = 150 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$ (Tabel 8, Kern, 1988).

4. Menghitung dirt factor (R_d)

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{52,57 - 150}{52,57 \times 150} \\ &= 0,0123 \text{ Btu/hr.ft}^2. \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

5. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \Delta T} \\ &= \frac{12.442,45 \text{ Btu/jam}}{150 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}} \cdot 280,7984 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 295,40 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena surface area (A) > 200 ft², maka direncanakan tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*. Sehingga dalam perancangan ini digunakan 1-2 *shell and tube heat exchanger*.

6. Menghitung jumlah *tube* (N_t)

Dari Tabel 10, (Kern, 1965)

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in} = 0,01905 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in} = 0,01574 \text{ m} = 0,0516 \text{ ft}$$

$$\text{Jenis tube} = 16 \text{ BWG}$$

$$\text{Flow area/tube (a't)} = 0,302 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface/lin ft (a''t)} = 0,1963 \text{ ft}^2$$

$$\text{Direncanakan panjang tube, } L = 16 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = \frac{A}{L \times a''t}$$

$$= \frac{295,4066}{16 \times 0,1963}$$

$$= 94 \text{ tube}$$

Dari tabel 9, (Kern, 1965), diambil pendekatan $N_t = 94 \text{ tube}$, dengan OD *tube* 0,75 in, 1 in *triangular pitch* untuk 2 *passes*, sehingga didapat data selengkapnya sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Pitch (P}_T) &= 1 \text{ in,} \\ \text{Susunan tube} &= \textit{triangular pitch} \\ \text{IDs} &= 13,25 \text{ in} = 0,0254 \text{ m} \\ \text{Baffle Space} &= 0,85 \times 13,25 \text{ in} \\ &= 11,26 \text{ in} = 0,2860 \text{ m} \\ \text{C''} &= P_T - \text{OD tube} \\ &= 1 \text{ in} - 0,75 \\ &= 0,25 \text{ in} = 0,0063 \text{ m} \end{aligned}$$

7. Koreksi design overall coefficient of heat transfer, U_D

$$\begin{aligned} A &= N_t \cdot L \cdot a''t \\ &= 94 \times 16 \times 0,1963 \\ &= 295,4066 \text{ ft}^2 \\ U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\ &= \frac{12.442,45}{295,4066 \times 280,7984} \\ &= 50 \text{ btu/jam Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Karena U_D sesuai asumsi, maka dari tabel 9 (Kern,1965), diperoleh data berikut:

Bagian <i>Shell</i>		Bagian <i>Tube</i>	
ID	= 13,25 in	Jumlah dan panjang <i>tube</i>	= 94 dan 16 ft
Baffle Space	= 11,26 in	OD, BWG, Pitch	= 0,75 in, 16, 1 in
Pass	= 1	Pass	= 2

8. Analisa Kinerja HE

Analisa kinerja HE meliputi :

- 1) Menghitung Koefisien Overall Perpindahan Panas (U)
- 2) Menghitung R_d

3) Menghitung ΔP **9. Menghitung *Pressure Drops* (ΔP)*****Tube Side : fluida dingin metil klorida***

1). Menentukan faktor friksi (f)

$$Re_t = 536.578,66$$

$$f = 0,00009 \quad (\text{Fig 26, Kern})$$

$$s = 1 \quad (\text{Fig. 6, Kern})$$

$$G_t = 510.597,05 \text{ lb/jam Ft}^2$$

$$D_t = 0,69 \text{ in} \quad (\text{Tabel 10, kern})$$

$$= 0,0581862 \text{ ft}$$

2). Menentukan *Pressure Drop Tube*

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_t \cdot s \cdot \phi_t}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,00009 \times (510.597,05)^2 \times 16 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0581 \times 1 \times 1,0068}$$

$$= 0,245535 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi)}$$

ΔP_t yang diperbolehkan untuk fase liquid yaitu kurang dari 10 psi.

Shell Side : Fluida panas

1) Menentukan Faktor Friksi (f)

$$Re_s = 19.657,93$$

$$\text{Dari Fig 29 (Kern, 1988) didapat nilai } f = 0,00015$$

$$\text{Fig 6 (Kern, 1988) Spasifi grafity (s) } = 1$$

$$D_s = 0,079135 \text{ ft}$$

$$G_s = 153.171,73 \text{ lb/jam. Ft}$$

2) Menghitung Jumlah baffle (Sekat)

$$N + 1 = 12 \times L / B$$

Keterangan :

N = Jumlah baffle

L = Panjang shell

B = Jarak buffle

$$N + 1 = 12 \text{ in/ft} \times 16 \text{ ft} / 11,26 \text{ in}$$

$$N = 17,05 - 1 = 16,05$$

3) Menghitung *pressure drop shell*

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \\ &= \frac{0,0015 \times (153.171,73)^2 \times 1,1042 \times 17,05}{5,55 \times 10^{10} \times 0,0791 \times 1 \times 0,9853} \\ &= 0,0163 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi)} \end{aligned}$$

10. Menghitung tebal *shell* (tr)

Jenis pengelasan *Double V Butt Joint*

Diketahui :

$$\begin{aligned} \text{Panjang shell} &= \frac{4 \cdot V}{D^2 \cdot \pi} \\ &= \frac{4 \times 26.460,78 \text{ in}^3}{(13,25 \text{ in})^2 \cdot 3,14} \\ &= 192 \text{ in} = 16 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi (E)} = 80 \% = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, Tab 13,2})$$

$$\text{Tegangan maksimum (f)} = 18.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, App.D})$$

$$\text{Faktor korosi (CA)} = 0,0125 \text{ in/tahun} = 0,0003 \text{ m/tahun}$$

$$\text{Umur alat (n)} = 20 \text{ tahun}$$

$$C = n \cdot CA$$

$$= 20 \text{ tahun} \times 0,0125 \text{ in/tahun}$$

$$= 0,25 \text{ in}$$

$$\text{ID Shell} = 13,25 \text{ in} = 0,34 \text{ m} \quad (\text{kern, Tabel 9 hal 842})$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell} &= \frac{P \cdot ID}{2 \cdot f \cdot E} + C \\ &= \frac{132,2631 \text{ psi} \times 13,25 \text{ in}}{2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,8} + 0,25 \text{ in} \\ &= 0,3084 \text{ in} = 0,0078 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal shell standar 3/16 in sampai 3/8 in (0,0048 m sampai 0,0095 m) (*Brownell dan Young, 1959, sub. 3.5d*).

$$\begin{aligned}
 OD_{\text{shell}} &= ID_{\text{shell}} + 2 (Ts) \\
 &= 13,25 + 2 (0,3084) \\
 &= 13,86 \text{ in}
 \end{aligned}$$

11. Perhitungan *Nozzle*

a) *Nozzle* pada shell, untuk masuk nya fluida panas

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir} &= 39.683,21 \text{ lb/jam} \\
 \text{Densitas} &= 1,1543 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Property Hysys})
 \end{aligned}$$

Kecepatan Volumetrik :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \\
 &= \frac{39.683,21 \text{ lb/jam}}{1,154 \text{ lb/ft}^3 \times 3600 \text{ s}} \\
 &= 9,5491 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Pemilihan diameter *Nozzle* berdasarkan diameter pipa :

$$\begin{aligned}
 D \text{ optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (9,5491 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (1,1543 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 10,96 \text{ in} = 0,2783 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 11 kern, diperoleh data :

<i>Size of nozzle</i>	= 10 in
<i>ID of pipe</i>	= 10,02 in
<i>OD of pipe</i>	= 10,75 in
<i>Schedule Number</i>	= 40 in
<i>Flow Area</i>	= 78,8 in ²
<i>Weight</i>	= 40,5 lb

b) *Nozzle* pada tube, untuk masuk nya fluida dingin

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir fluida panas} &= 13.979,51 \text{ lb/jam} \\
 \text{Densitas} &= 889,33 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Property Hysys})
 \end{aligned}$$

Kecepatan Volumetrik :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \\
 &= \frac{13,979,51}{56,14 \times 3600 \text{ s}}
 \end{aligned}$$

$$= 0,0691 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Pemilihan diameter *Nozzle* berdasarkan diameter pipa :

$$\begin{aligned} \text{D optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0691 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (56,14 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\ &= 1,978 \text{ in} \\ &= 0,0502 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Tabel 10 kern, diperoleh data :

<i>Size of nozzle</i>	= 2 in
<i>ID of pipe</i>	= 2,067 in
<i>OD of pipe</i>	= 2,38 in
<i>Schedule Number</i>	= 40
<i>Flow Area</i>	= 3,35 in ²
<i>Weight</i>	= 3,66 lb

c) *Nozzle* pada Shell, untuk keluar nya fluida panas

$$\text{Laju alir fluida panas} = 39.683,21 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 1,1232 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

Kecepatan Volumetrik :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \\ &= \frac{39.683,21 \text{ lb/jam}}{1,1232 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 3600 \text{ s}} \\ &= 9,8134 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Pemilihan diameter *Nozzle* berdasarkan diameter pipa :

$$\begin{aligned} \text{D optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (9,8134 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (1,1232 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\ &= 11,06 \text{ in} = 0,2809 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Tabel 10 kern, diperoleh data :

<i>Size of nozzle</i>	= 10 in
-----------------------	---------

<i>ID of pipe</i>	= 10,02 in
<i>OD of pipe</i>	= 10,75 in
<i>Schedule Number</i>	= 40
<i>Flow Area</i>	= 78,8 in ²
<i>Weight</i>	= 40,5 lb

d) Nozzle pada Tube, untuk keluar nya fluida dingin

Laju alir	= 13.979,51 lb/jam	
Densitas	= 0,7347 lb/ft ³	(Property Hysys)

Kecepatan Volumetrik :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \\
 &= \frac{13.979,51 \text{ lb/jam}}{0,7347 \text{ lb/ft}^3 \times 3600 \text{ s}} \\
 &= 5,2850 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Pemilihan diameter *Nozzle* berdasarkan diameter pipa :

$$\begin{aligned}
 D \text{ optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (5,2850 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (0,7347 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 7,9256 \text{ in} = 0,2013 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 10 kern, diperoleh data :

<i>Size of nozzle</i>	= 8 in
<i>ID of pipe</i>	= 7,981 in
<i>OD of pipe</i>	= 8,625 in
<i>Schedule Number</i>	= 40
<i>Flow Area</i>	= 50 in ²
<i>Weight</i>	= 28,6 lb

12. Perhitungan sambungan Nozzle dengan dinding Shell and Tube Heat Exchanger.

Untuk menghubungkan *Nozzle* dengan dinding *Shell and Tube Heat Exchanger*

maka digunakan secara sistem *Flange* dan *Bolting*.

a) *Flange*

Bahan = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
Tensile Strength minimum = 75000 Psi
Allowed Stress = 18750 Psi
 Tipe *Flange* = Ring Flange (Brownel dan Young, 1959 App.D.)

b) *Bolting*

Bahan = *Low Alloy Steel SA 193 Grade B16*
Tensile Strength minimum = 75.000 Psi
Allowed Stress = 15.000 Psi (Brownel dan Young, 1959 Tabel 13-1)

c) *Bolting*

Bahan = *Flate Metal, Asbestos Filled*
Gasket Faktor = 3,75 Psi
Minimum Seating Stress = 9000 Psi (Brownel dan Young, 1959 Fig 12-11)
 Hal.340

13. Perhitungan Diameter Gasket

Dari *Brownel dan Young*, 1959 persamaan 12.2

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y-P.m}{y-P(m+1)}}$$

Dimana : d_o = Diameter luar gasket (in)

d_i = Diameter dalam gasket (in)

P = Internal *Pressure* = 14,7 Psi

m = Gasket faktor = 3,75 Psi (Brownel dan Young, 1959)

y = *Yield Stress* = 9000 Psi (Brownel dan Young, 1959)

maka :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{9000-14,7 \times 3,75}{9000-14,7(3,75+1)}} = 1,008 \text{ in}$$

Asumsi bahwa diameter dalam gasket (d_i) = ID Shell = 10 in, sehingga:

$$d_o = 12 \text{ in} \times 1,008 \text{ in}$$

$$= 12,0098 \text{ in}$$

Lebar gasket minimal (n)

$$n = \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{12,0098 - 12 \text{ in}}{2} = 0,0049 \text{ in}$$

Diameter gasket rata – rata (G)

$$\begin{aligned} G &= d_i + n \\ &= 12 + 0,0049 \\ &= 12,0049 \text{ in} \end{aligned}$$

14. Menghitung Berat Total *Heat Exchanger*

Dasar Perhitungan :

ρ_{steel}	= 490 lb/ft ³	(Brownel and Young, Hal 156)
Diameter dalam <i>shell</i> (ID _s)	= 13,25 in	= 0,3365 m
Diameter luar <i>shell</i> (OD _s)	= 12,86 in	= 0,3522 m
Panjang <i>shell</i>	= 192 in	= 4,8768 m
Tebal <i>shell</i>	= 0,3084 in	= 0,0076 m
Diameter dalam <i>tube</i> (ID _t)	= 0,62 in	= 0,0157 m
Diameter luar <i>tube</i> (OD _t)	= 0,75 in	= 0,0190 m
Panjang <i>tube</i>	= 48 in	= 1,2192 in
Jumlah <i>tube</i>	= 94 tube	
<i>Straight flange length</i> (sf)	= 2,25 in	(Brownell and Young, 1959)
<i>Inside-corner radius</i> (icr)	= 3 in	(Brownell and Young, 1959)
Ketebalan <i>head</i> (th)	= 0,25 in = 0,021 ft	(Brownell and Young, 1959)

1. Berat Shell

$$\begin{aligned} \text{- V shell} &= 3,14 \times \text{ID}_s \times \text{panjang shell} \times t_s \\ &= 3,14 \times 13,25 \text{ in} \times 192 \text{ in} \times 0,3084 \text{ in} \\ &= 2.463,68 \text{ in}^3 \\ &= 1,425 \text{ ft}^3 \\ \text{- Berat shell} &= \rho_{steel} \times \text{V shell} \\ &= 490 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 1,4257 \text{ ft}^3 \\ &= 698,61 \text{ lb} \\ &= 316,88 \text{ kg} \end{aligned}$$

2. Total Berat Tube

$$\begin{aligned}
 - \text{V tube} &= 3,14 \times \text{IDt} \times \text{panjang tube} \times \text{tt} \\
 &= 3,14 \times (0,62 \text{ in}) \times (48 \text{ in}) \times (0,62) \\
 &= 12,1480 \text{ in}^3 \\
 &= 0,0070 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{Berat total tube} &= \text{Nt} \times \text{V tube} \times \rho_{\text{steel}} \\
 &= 94 \times 0,0070 \text{ ft}^3 \times 490 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\
 &= 323,995 \text{ lb} \\
 &= 146,961 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

3. Berat Baffle

$$\begin{aligned}
 - \text{L penampang tot tube} &= \left(\frac{1}{4}\right) \times \pi \times (\text{ODt})^2 \times \text{Nt} \\
 &= \left(\frac{1}{4}\right) \times 3,14 \times (0,75 \text{ in})^2 \times 94 \\
 &= 41,5309 \text{ in}^2 = 0,2884 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{L tube sheet} &= \left(\frac{1}{4} \times \pi \times \text{ID}_s^2\right) - \left(\frac{1}{4} \times \pi \times \text{OD}_t^2\right) \\
 &= \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times (13,25 \text{ in})^2\right) - \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times (0,75)^2\right) \\
 &= 137,375 \text{ in}^2 \\
 &= 0,9539 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{L baffle cut} &= 0,25 \times \text{L tube sheet} \\
 &= 0,25 \times 137,375 \text{ in}^2 \\
 &= 34,3437 \text{ in}^2 \\
 &= 0,2384 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{Berat Baffle} &= \text{Nt} \times (\text{L tube sheet} - \text{L penampang tot tube} - \\
 &\quad \text{L baffle cut}) \times \frac{3}{12} \text{ in} \times \rho_{\text{steel}} \\
 &= 94 \times (0,9539 - 0,2884 - 0,2384) \text{ ft}^2 \times 1,145 \text{ ft} \times 490 \\
 &\quad \text{lb/ft}^3 \\
 &= 4.920,73 \text{ lb} \\
 &= 2.232,00 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

4. Total Berat Head

$$- \text{b}_d = \text{OD}_s + \frac{\text{OD}_s}{42} + 2 \times \text{sf} + \text{icr}$$

$$\begin{aligned}
&= 13,8668 \text{ in} + \frac{13,8668 \text{ in}}{42} + 2 \times 2,25 \text{ in} + 3 \text{ in} \\
&= 21,6969 \text{ in} = 1,8080 \text{ ft} \\
- \text{ V head atas} &= \frac{1}{4} \times \pi \times (b_d)^2 \times th \\
&= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,8080 \text{ ft})^2 \times 0,021 \text{ ft} \\
&= 0,0538 \text{ ft}^3 \\
- \text{ Berat head atas} &= \text{V head atas} \times \rho_{\text{steel}} \\
&= 0,0538 \text{ ft}^3 \times 490 \\
&= 26,4071 \text{ lb} \\
- \text{ V head bawah} &= \left(\frac{1}{4} \times \pi \times (b_d)^2 - \frac{1}{4} \times \pi \times (OD_t)^2\right) \times th \\
&= \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,8080)^2 - \frac{1}{4} \times 3,14 \times (0,75)^2\right) \times 0,021 \\
&= 2,5570 \text{ ft}^3 \\
- \text{ Berat head bawah} &= \text{V head bawah} \times \rho_{\text{steel}} \\
&= 2,5570 \text{ ft}^3 \times 490 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\
&= 1.252,93 \text{ lb} \\
- \text{ Total berat head} &= \text{Berat head atas} + \text{Berat head bawah} \\
&= 26,4071 \text{ lb} + 1.252,93 \text{ lb} \\
&= 1.279,34 \text{ lb} \\
- \text{ Ws} &= \text{Berat Shell} + \text{T.berat tube} + \text{berat baffle} + \text{T.berat head} \\
&= (698,6127 + 323,9950 + 4.920,73 + 1.279,34) \text{ lb} \\
&= 7.222,69 \text{ lb} \\
&= 3.276,15 \text{ kg} \\
\text{Dimana Ws} &= \text{Berat Heat Exchanger} \\
\text{Volume HE} & \\
\text{V} &= \frac{1}{4} \pi D^2 \cdot H \\
&= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (13,25 \text{ in})^2 \times 192 \text{ in} \\
&= 26.460,78 \text{ in}^3 \\
&= 1,8005 \text{ m}^3 = 63,5841 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{larutan}} &= \frac{\text{Laju massa total}}{\frac{\text{Laju massa tube}}{\rho_{\text{tube}}} + \frac{\text{Laju massa shell}}{\rho_{\text{shell}}}} \\ &= \frac{39.683,21 + 13.979,51}{\frac{39.683,21}{56,1434} + \frac{13.979,51}{1,1543}} \\ &= 1,55 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Waktu tinggal (t)

$$\begin{aligned} t &= \text{volume/laju alir volumetrik} \\ &= 63,5841 \text{ ft}^3 / 34.376,78 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0018 \text{ jam} \\ &= 6,6586 \text{ detik} \end{aligned}$$

$$W_t = m \times t$$

Dimana,

$$m = \text{berat larutan dalam HE} = 53.662,73 \text{ lb/jam}$$

$$t = \text{waktu tinggal dalam HE} = 0,0018 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} W_t &= m \times t \\ &= 53.662,73 \text{ lb/jam} \times 0,0018 \text{ jam} \\ &= 99,2558 \text{ lb} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Berat total} &= W_s + W_t \\ &= 7.222,69 + 99,25 \\ &= 7.321,94 \text{ lb} \end{aligned}$$

D.2.6 Menghitung Penyangga Kolom

Direncanakan 2 buah penyangga kolom (kaki penahan), digunakan kolom penyangga jenis I-beam.

Tinggi kolom penyangga

$$L = \frac{1}{2} \times H + I$$

Dimana:

$$I = 1,5 \text{ m} = 59,055 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{1}{2} \times 192 \text{ in} + 59,055 \text{ in} \\ &= 155,055 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 3,9383 \text{ m}$$

D.2.7 Desain Sistem Penyangga

$$\begin{aligned} \text{Berat untuk perancangan} &= \text{berat total } \textit{Heat Exchanger} \\ &= 5.281,76 \text{ lb} = 2.395,76 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Heat Exchanger disangga dengan 2 kaki

Kaki penyangga dilas ditengah-tengah ketinggian (50% dari tinggi total *Heat Exchanger*).

1. Saddle Planning

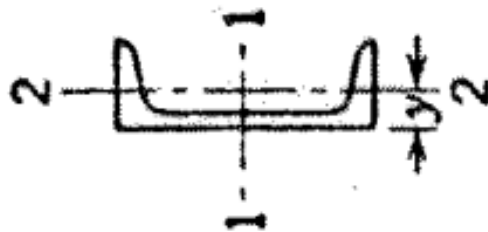
Digunakan kaki (saddle) tipe I-beam dengan pondasi dari cor atau beton. Karena kaki di las pada pertengahan ketinggian *Heat Exchanger*, maka ketinggian kaki :

$$\begin{aligned} H \text{ saddle} &= \frac{1}{2} H + L \\ &= \frac{1}{2} (1,3577 \text{ ft}) + 3 \text{ ft} \\ &= 4,1788 \text{ ft} \quad = 1,2736 \text{ m} \quad = 50,1456 \text{ in} \end{aligned}$$

Dimana :

$$H = \text{tinggi total } \textit{Heat Exchanger} = 12,6058 \text{ in} = 2,3577 \text{ ft}$$

$$L = \text{jarak antara } \textit{bottom Heat Exchanger} \text{ ke pondasi (digunakan 3 ft)}$$



Gambar D.10 Kaki Penyangga Tipe I Beam

Dipilih digunakan I-beam 15 in (Brownel & Young app G, item 1)

Dimensi I-beam :

$$\text{Kedalaman beam} = 10 \text{ in}$$

$$\text{Berat/ft} = 35 \text{ lb}$$

$$\text{Area of section (A)} = 10,22 \text{ in}^2$$

$$\text{Lebar flange} = 4,944 \text{ in}$$

$$\text{Ketebalan rata-rata flange} = 0,491 \text{ in}$$

$$\text{Web thickness} = 0,594 \text{ in}$$

Peletakan dengan beban ekzentrik (axis 1-1) :

$$I = 145,8 \text{ in}^4$$

$$S = 29,2 \text{ in}^3$$

$$R = 3,78 \text{ in}$$

Peletakan tanpa beban ekzentrik (axis 2-2) :

$$I = 8,5 \text{ in}^4$$

$$S = 3,4 \text{ in}^3$$

$$R = 0,94 \text{ in}$$

Cek terhadap peletakan sumbu axis 1-1 :

Axis 1-1

$$l/r = 50,1456 \text{ in}/3,78 \text{ in}$$

$$= 13,2660 \text{ (} l/r < 120, \text{ memenuhi)} \quad (\text{Brownel \& Young, 1959})$$

Umumnya *vessel* dengan penyangga I Beam memiliki ketinggian yang lebih rendah dibandingkan *skrit supported vessel*, sehingga *wind load* sangat minor pengaruhnya. *Wind load* cenderung mempengaruhi *vessel* jika *vessel* dalam keadaan kosong. Berat *vessel* dalam keadaan terisi oleh water cenderung stabil (Hal 197, Brownell & Young, 1959).

$$\Sigma W = 1,2 \times \text{berat total perancangan}$$

$$= 1,2 \times 2.395,76 \text{ Kg}$$

$$= 2.874,91 \text{ Kg}$$

$$= 6.338,09 \text{ lb}$$

$$P = \frac{\Sigma W}{n}$$

$$= \frac{6.338,09 \text{ lb}}{2}$$

$$= 3.169,04 \text{ lb}$$

Keterangan :

- P_w = beban angin total pada permukaan yang terbuka, lbf
 H = tinggi *Heat Exchanger* di atas pondasi, ft
 L = jarak dari fondasi ke bagian bawah *Heat Exchanger*, ft
 n = jumlah penyangga, n
 ΣW = berat *Heat Exchanger*, lb

2. Base Plate Planning

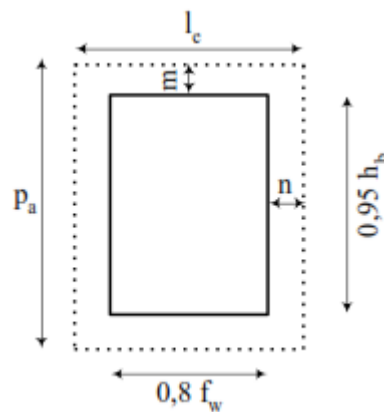
Digunakan I-beam dengan ukuran 10 in dan 35 lb/ft

Panjang kaki (H saddle) = 4,1788 ft

Sehingga berat satu saddle = 4,1788 ft \times 50 lb/ft
 = 208,94 lb

Beban base plate

P_b = berat 1 lug + P
 = 208,94 lb + 3.169,04 lb
 = 3.377,99 lb



Gambar D.3 Sketsa Area Base Plate

Base plate area :

$$\begin{aligned}
 A_{bp} &= \frac{P_b}{f} \\
 &= \frac{3.377,99}{120} \\
 &= 28,1499 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Dengan :

P_b = *base plate loading*

F = kapasitas *bearing* (untuk cor, $f = 120$ psi)

Untuk posisi lug 1-1

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \text{lebar (le)} \times \text{panjang (pa)} \\ &= (0,8 f_w + 2n) (0,95 h_b + 2m) \end{aligned}$$

Dengan :

$$F_w = \text{lebar flange} = 4,944 \text{ in}$$

$$H_b = \text{kedalaman beam} = 10 \text{ in}$$

$m = n$ (diasumsikan awal)

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \text{lebar (le)} \times \text{panjang (pa)} \\ 28.1499 \text{ in}^2 &= (0,8 f_w + 2n) (0,95 h_b + 2m) \\ &= (0,8 \times 4.944 + 2n) (0,95 \times 10 + 2m) \\ &= (3,9552 + 2n) (9,5 + 2n) \end{aligned}$$

$$4n^2 + 34,4456n - 2,1759 = 0$$

Untuk mendapatkan nilai n_1 dan n_2 sengan menggunakan rumus abc dengan nilai:

$$a = 4, \quad b = 34,4456, \quad c = -2,1759$$

$$x = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

Sehingga didapatkan nilai $n_1 = -8,67411$, $n_2 = 0,06271$

maka,

$$\begin{aligned} I_e &= (0,8 f_w + 2n) \\ &= (0,8 \times 3,716) + (2 \times 0,06271) \\ &= 3,09822 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_a &= (0,95 h_b + 2m) \\ &= (0,95 \times 15) + (2 \times 0,06271) \\ &= 14,3754 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka didapatkan nilai A_{bp} baru yaitu:

$$\begin{aligned} A_{bp} \text{ baru} &= I_e \times p_a \\ &= 3,09822 \text{ in} \times 14,3754 \text{ in} \\ &= 44,5383 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$I_e = (0,8 f_w + 2n)$$

$$\begin{aligned}
 n \text{ baru} &= \frac{(Ie-0,8 fw)}{2} \\
 &= \frac{3,09822 - (0,8 \times 3,716)}{2} \\
 &= 0,12542 \text{ in} \\
 Pa &= (0,95 hb + 2m) \\
 m \text{ baru} &= \frac{pa - (0,95 hb)}{2} \\
 &= \frac{14,3754 - (0,95 \times 15)}{2} \\
 &= 0,0627 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jarak antara ujung *shell* dengan ujung penyangga (X)

$$\begin{aligned}
 X &= \frac{(0,95 Hb)-OD}{2} \\
 &= \frac{(0,95 (10)) - 12,6058}{2} \\
 &= -1,5529 \text{ in}
 \end{aligned}$$

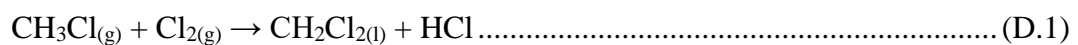
A = Distance from tangent line to saddle 2'-6" (Brownel & Young, 1959)

Maka dipilih 4 in.

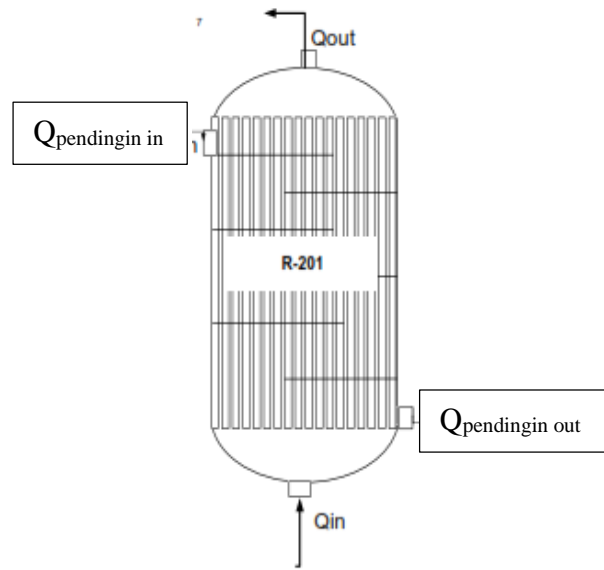
D.2 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (Muhammad Mahendra/NIM.190140086)

Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi <i>thermal chlorination</i> menjadi metilen klorida
Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fase	: Gas
Kondisi Operasi	: Suhu = 300°C Tekanan = 3 Atm
Katalisator	: Al ₂ O ₃
Jenis Reaksi	: Eksotermis
Konversi	: 95%

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor adalah:



(Metil Klorida) (Klorin) (Metilen Klorida) (Hidrogen Klorida)



Gambar D.1 Reaktor Fixed Bed Multitube

A. Spesifikasi Kondisi Operasi

Adapun rangkuman spesifikasi kondisi operasi pada prarancangan pabrik metilen klorida dari metil klorida dan klorin sebagai berikut:

Kondisi Operasi:

Temperatur	= 300°C	= 573,15 K
Tekanan	= 3 Atm	
Fase	= Gas	
Konversi	= 95%	
Jenis Reaksi	= Eksotermis	
Katalis	= Al ₂ O ₃ (Aluminium Oksida)	
Reaksi	= CH ₃ Cl _(l) + Cl _{2(l)} → CH ₂ Cl _{2(g)} + HCl _(g)	

Berikut ini adalah neraca massa dan neraca energi pada reaktor fixed bed multitube (R-201). Perhitungan neraca tersebut dapat dilihat pada Lampiran A dan Lampiran B.

Tabel D.1 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk		Keluar	
	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam
Metil Klorida (CH ₃ Cl)	124,5670	6289,3900	6,2283	314,4692
Klorin (Cl ₂)	118,3387	8390,2132	0,0002	0,0156
Metilen Klorida (CH ₂ Cl ₂)	0,6260	53,1632	118,9645	10.103,65
Hidrogen Klorida (HCl)	0,5947	21,6815	118,9333	4336,30
Total	244,1264	14.754,45	244,1264	14.754,45

Tabel D.2 Neraca Energi Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
Metil Klorida (CH ₃ Cl)	1.750.206,17	87.509,58
Klorin (Cl ₂)	1.147.537,44	1,94
Metilen Klorida (CH ₂ Cl ₂)	10.538,63	2.002.863,99
Hidrogen Klorida (HCl)	4.784,64	956.927,24

Q _{reaksi}	14.464987,6	-
Q _{pendingin}	-	14.330.751,73
Total	17.378.054,47	17.378.054,47

B. Data Fisis dan Termal

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam reaktor setiap saat mengalami perubahan untuk tiap *increment* panjang reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menghitung Berat Molekul Umpan

Berat molekul umpan merupakan berat molekul campuran gas yang dapat dihitung dengan persamaan:

$$BM \text{ Campuran} = \sum (BM_i \cdot y_i) \dots \dots \dots (D.2)$$

Keterangan:

BM_i = Berat Molekul Komponen i, (Kg/kmol)

Y_i = Fraksi mol gas i

Tabel D.3 Berat Molekul Umpan

Komponen	Molar Flow Masuk (Kmol/Jam)	Berat Molekul (BM _i)	Y _i	BM _i × Y _i
CH ₃ Cl	124,5670	50,49	0,5103	25,76284615
Cl ₂	118,3387	70,9	0,4847	34,36832051
CH ₂ Cl ₂	0,6260	84,93	0,0026	0,217769231
HCl	0,5947	36,46	0,0024	0,088812821
Total	244,1264		1	60,43774872

Diperoleh BM Campuran = 60,43774872 g/mol

2. Menghitung Densitas Campuran

Campuran gas mengikuti hukum gas ideal

$$PV = n R T \dots \dots \dots (D.3)$$

$$n/v \text{ BM camp} = P/RT \text{ BM camp} \dots \dots \dots (D.4)$$

$$\rho \text{ camp} = P/RT \text{ BM camp} \dots \dots \dots (D.5)$$

Keterangan:

$$P = \text{Tekanan Umpan Masuk} = 3 \text{ atm} = 303,975 \text{ kPa}$$

$$R = 0,082057 \text{ atm m}^3 / \text{kmol. K}$$

$$T = \text{Suhu Umpan Masuk} = 300^\circ\text{C} = 573,15 \text{ K}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \rho_{\text{Camp}} &= \frac{3 \text{ atm}}{0,082057 \text{ atm} \frac{\text{m}^3}{\text{kmol. K}} \times 573,15 \text{ K}} \times 60,43774872 \\ &= 3,855188355 \text{ Kg/m}^3 \end{aligned}$$

3. Menentukan C_{AO}

Konsentrasi Umpan Reaktor

$$C_{AO} = \frac{P_{AO}}{RT} \dots\dots\dots (D.6)$$

$$\begin{aligned} &= \frac{3 \text{ atm}}{0,082057 \text{ atm} \frac{\text{m}^3}{\text{kmol.K}} \times 573,15 \text{ K}} \\ &= 0,063787756 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

$$F_v = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas Campuran}} \dots\dots\dots (D.7)$$

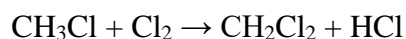
$$\begin{aligned} &= \frac{14,754,45 \text{ kg/jam}}{3,855188355 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3,827,166571 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$F_{AO} = C_{AO} \times F_v \dots\dots\dots (D.8)$$

$$\begin{aligned} &= 0,063787756 \text{ kmol/m}^3 \times 3,827,166571 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 244,1264 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

C. Laju Reaksi

Reaksi utama adalah reaksi oksidasi antara metil klorida dan klorin yang menghasilkan metilen klorida dengan reaksi sebagai berikut:



Reaksi oksidasi pada umumnya menggunakan pereaksi berupa oksigen yang jumlahnya dibuat berlebihan dapat dituliskan sebagai berikut:

$$r_A = -\frac{dC_A}{dt} = kC_A^m C_B^n \dots\dots\dots (D.9)$$

Dengan jumlah oksigen yang berlebihan, maka bisa dianggap bahwa konsentrasi oksigen tetap selama reaksi berlangsung, maka persamaan menjadi:

$$r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k'C_A^m \dots\dots\dots (D.10)$$

Dimana kC_B^n dianggap konstan = k'

apabila $m = 1$, maka:

$$r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k'C_A \dots\dots\dots (D.11)$$

Berdasarkan Rozanov dkk, 2009 diperoleh nilai E_a (energi aktivasi) diperoleh sebesar 82,57 kJ/kmol dan untuk nilai A (faktor tumbukan) diperoleh sebesar 13.425. Pada umumnya nilai konstanta kecepatan reaksi dipengaruhi oleh faktor tumbukan, energi aktivasi dan suhu reaksi yang bisa dinyatakan dalam bentuk persamaan matematis sesuai dengan persamaan Arrhenius:

$$K = A \cdot e^{-E/RT} \dots\dots\dots (D.12)$$

Keterangan:

K = Konstanta Kecepatan Reaksi

E = Energi Aktivasi

R = Tetapan Gas Ideal

T = Suhu (K)

A = Frekuensi Tumbukan

Maka,

$$\begin{aligned} K &= 13.425 \times e^{\frac{-82,57}{0,082057 \times 573,15 \text{ K}}} \\ &= 2319,7675 \text{ Jam}^{-1} \end{aligned}$$

Persamaan untuk menghitung konstanta kecepatan reaksi pada $t_0 = C_{A0}$ dan $t = C_A$ dimana konversi reaktor 95%, maka:

$$\begin{aligned} C_A &= C_{A0} (1 - X_A) \dots\dots\dots (D.13) \\ &= C_{A0} (1 - 0,95) \\ &= C_{A0} - 0,95 C_{A0} \\ &= 0,05 C_{A0} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_A &= 0,003189 \text{ kmol/m}^3 \\ -r_A &= k \cdot C_A \dots\dots\dots (D.14) \\ &= 2319,7675 \times 0,003189 \\ &= 7,398638214 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Menghitung Waktu Tinggal

$$\begin{aligned}
 -r_A &= k \cdot C_A \dots\dots\dots (D.15) \\
 -\frac{dC_A}{dt} &= k \cdot C_A \\
 \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A} &= k \cdot \int dt \\
 -(\ln C_A - \ln C_{A0}) &= k \cdot t \\
 \ln \frac{C_{A0}}{C_A} &= k \cdot t \\
 2,995732274 &= 40,00491755 \cdot t \\
 t &= \frac{2,995732274}{40,00491755} \text{ Jam} \\
 t &= 0,001291393 \text{ Jam} \\
 &= 4,649015936 \text{ Detik}
 \end{aligned}$$

Menentukan Volume Reaktor

$$\begin{aligned}
 F_{A0} dX_A &= (-r_A) dV \dots\dots\dots (D.16) \\
 \int_0^V \frac{dV}{F_{A0}} &= \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} \\
 \frac{1}{F_{A0}} (V - 0) &= \frac{1}{-r_A} (X_A - 0) \\
 \frac{V}{F_{A0}} &= \frac{X_A}{-r_A} \\
 \frac{V}{244,1263666 \text{ kmol/jam}} &= \frac{0,95}{7,398638214} \\
 V &= 31,34631557 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

1. Menghitung Berat Katalis (W)**a. Spesifikasi Katalis**

Bahan Katalis	= Aluminium Oksida (Al ₂ O ₃)
Bentuk	= Padatan (<i>Ring Extrudate</i>)
Umur Katalis	= 2 – 3 Tahun
Diameter Katalis	= 4,8 mm = 0,188976 in
Porositas	= 0,41 <i>Void Fraction</i>
<i>Bulk Density</i>	= 570 kg/m ³
	= 0,57 g/cm ³

b. Menentukan Spesifikasi *Tube* yang digunakan

Dalam menentukan diameter *tube*, Colburn (Smith, 1981) menyatakan bahwa hubungan pengaruh rasio (D_p/D_t) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis dibanding koefisien transfer panas konveksi pada dinding kosong.

Tabel D.4 Diameter Reaktor

Dp/Dt	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25
Hw/h	5,5	7	7,8	7,5	7,0

(Smith, 1981)

Keterangan:

D_p = Diameter Katalis

D_t = Diameter *Tube*

D_p/D_t = Rasio Diameter Katalis per Diameter Pipa

Hw/h = Rasio Koefisien Transfer Panas berisi katalis terhadap koefisien transfer panas pada pipa kosong.

Dari data diatas hw/h terbesar pada 7,8 pada $(D_p/D_t) = 0,15$

$$D_t = \frac{D_p}{0,15} = \frac{0,188976}{0,15} = 1,25984 \text{ in} = 0,032 \text{ m}$$

Berdasarkan hasil perhitungan diameter *tube* diatas, diambil ukuran pipa komersial pada tabel 11 Kern, 1950:

NPS = 1,5 in

OD = 1,9 in = 0,04826 m

ID = 1,61 in = 0,04089 m

a' (*flow area/pipe*) = 0,0142 ft² = 2,04 in²

Laju Alir Massa (W) = 14.754,45 kg/jam

μ Campuran = 0,081645577 kg/m.jam

Perhitungan:

Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{W}{\rho_{\text{Camp}}} \dots\dots\dots (D.17)$$

$$Q = \frac{14.754,45}{3,855188355}$$

$$Q = 3.827,16 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 1,0631 \text{ m}^3/\text{s}$$

Pipa tersusun secara *triangular pitch*

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho \times ID \times Q}{\mu} \dots\dots\dots (D.18) \\ &= \frac{3,855188355 \times 0,04089 \times 3.827,1666}{0,081645577} \\ &= 7.390,0929 \text{ (Turbulen)} \end{aligned}$$

Laju alir umpan total (G) : 14.754,45 kg/jam

c. Menghitung Kecepatan Massa per Satuan Luas (Gt)

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{\mu Nre}{Dt} \dots\dots\dots (D.19) \\ &= \frac{0,081645577 \times 7.390,0929}{0,032} \\ &= 18.855,26 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

d. Mencari Luas Penampang Total (At)

$$\begin{aligned} At &= \frac{G}{Gt} \dots\dots\dots (D.20) \\ &= \frac{14.754,45}{18.855,26} \\ &= 0,78 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

e. Mencari Luas Penampang Segitiga (Ao)

$$\begin{aligned} Ao &= \frac{\pi}{4} ID^2 \dots\dots\dots (D.21) \\ &= \frac{3,14}{4} \times 0,04089 \text{ m}^2 \\ &= 0,001312771 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f. Menghitung Jumlah *Tube*

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{At}{Ao} \dots\dots\dots (D.22) \\ &= \frac{0,78 \text{ m}^2}{0,001312771 \text{ m}^2} \\ &= 596,08 \text{ buah} \\ &= 596 \text{ buah} \end{aligned}$$

L = Panjang Tube Standar (24ft) = 7,3152 m

2. Menentukan Massa Katalis dan Volume Tumpukan Katalis

a. Menghitung Massa Katalis

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{\pi}{4} (IDt^2)(1 - \epsilon)Nt \times \rho \text{ Katalis} \times L \dots\dots\dots (D.23) \\
 &= \frac{3,14}{4} (0,04089)^2 ((1 - 0,032) \times 596,08) \times 570 \times 7,3152 \\
 &= 1.178,76 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung Volume Tumpukan Katalis

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{W}{\rho \text{ Katalis}} \dots\dots\dots (D.24) \\
 &= \frac{1.178,76 \text{ kg}}{570 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 2,07 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume katalis untuk tiap tube

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{Volume Tumpukan Katalis}}{Nt} \dots\dots\dots (D.25) \\
 &= \frac{2,07 \text{ m}^3}{596,08} = 0,003472 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

c. Menghitung Tinggi Tumpukan Katalis Untuk Tiap Tube

$$\begin{aligned}
 Z_{\text{total}} &= \frac{4 \times W}{\pi \times ID \times ID \rho \text{ Katalis}} \dots\dots\dots (D.26) \\
 &= 1.575,6 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Keseluruhan Tube} = 7,3152 \text{ m} \times 596,08 = 4.360,44 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Katalis per Tube} = \frac{1.575,6 \text{ m}}{4.360,44 \text{ m}} = 0,3613 \text{ m} = 1,18 \text{ ft}$$

3. Mechanical Design Reactor

a. Tube

Ukuran Tube berdasarkan (Kern, 1983):

Susunan Tube = *Triangular Pitch*

Bahan = *Stainless Steel SA. 167 Grade 11 Tipe 316*

NPS = 1,5 in

OD = 1,9 in = 0,04826 m

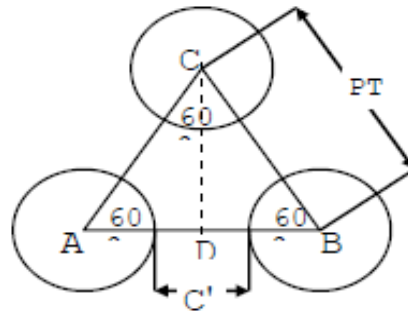
ID = 1,61 in = 0,0409 m

Flow area per pipa = 0,0142 ft² = 2,04 in²

Schedule Number = 40

$$\text{Panjang Pipa (L)} = 7,3152 \text{ m}$$

Susunan pipa yang digunakan adalah *triangular pitch* (segitiga sama sisi) dengan tujuan agar memberikan turbulensi yang lebih baik, sehingga akan membesarkan koefisien transfer panas konveksi (h_o). Sehingga transfer panasnya menjadi lebih baik dari susunan *square pitch* (Kern, 1983).



Gambar D.2 Susunan Triangular Pitch

$$\begin{aligned} \text{Tebal Pipa} &= \frac{OD - ID}{2} \dots\dots\dots (D.27) \\ &= \frac{1,9 \text{ in} - 1,61 \text{ in}}{2} \\ &= 0,145 \text{ in} \\ &= 0,003683 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak antara Pusat Pipa

$$\begin{aligned} \text{Pitch Tube (PT)} &= 1,25 \times OD \dots\dots\dots (D.28) \\ &= 1,25 \times 1,9 \text{ in} \\ &= 2,375 \text{ in} \\ &= 0,060325 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak antar pipa (*Clearance*)

$$\begin{aligned} \text{Clearance (C')} &= PT - OD \dots\dots\dots (D.29) \\ &= 2,375 \text{ In} - 1,9 \text{ In} \\ &= 0,475 \text{ In} \\ &= 0,012065 \text{ m} \end{aligned}$$

Koefisien Transfer Panas dalam Pipa

$$Hi = 0,03 \times \left(\frac{ID \times Gt}{\mu t} \right)^{0,8} \left(\frac{C_p \times \mu t}{kt} \right)^{0,33} \left(\frac{kt}{IDt} \right) \dots\dots\dots (D.30)$$

Keterangan:

Diameter dalam *Tube*, ID = 1,61 In = 0,04089 m = 0,1342 ft

Kecepatan Massa, Gt = 18.855,26 kg/m².jam = 4930,03103 lb/ft². jam

Viskositas, μ = 0,081645577 kg/m.jam = 0,054863295 lb/ft². jam

Kapasitas Panas, cP = 0,1921 Btu/lb °F

Konduktivitas Panas, kt = 0,01394 Btu/Jam. ft °F

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Hi} &= 0,03 \times \left(\frac{0,1342 \times 4930,03103}{0,054863295} \right)^{0,8} \left(\frac{0,1921 \times 0,054863295}{0,01394} \right)^{0,33} \left(\frac{0,01394}{0,1342} \right) \\ &= 5,23195986 \text{ Btu/Jam. ft}^2 \cdot \text{°F} \\ \text{Hi}_o &= \frac{\text{ID}}{\text{OD}} \times \text{Hi} \dots\dots\dots (\text{D.31}) \\ &= \frac{0,1342}{0,15827} \times 5,23195986 \text{ Btu/Jam. ft}^2 \cdot \text{°F} \\ &= 4,433398 \text{ Btu/Jam. ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

Tube Side atau *Bundle Crossflow Area* (a_t)

$$\begin{aligned} a_t &= N_t \times a_t' \dots\dots\dots (\text{D.32}) \\ &= N_t \times \frac{\pi}{4} \text{ID}t^2 \\ &= 596,08 \times \frac{3,14}{4} (0,04089 \text{ m})^2 \\ &= 0,78 \text{ m}^2 \\ \text{Gt} &= \frac{W_t}{a_t} \dots\dots\dots (\text{D.33}) \\ &= \frac{1.178,76}{0,78} \\ &= 1.506,377 \text{ kg/m}^2 \end{aligned}$$

Menghitung *Pressure Drop* Pada *Tube*

Pressure drop pada tube dihitung menggunakan persamaan ergun:

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{\mu G}{\text{kgpD}^2} \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} + 1.75 \frac{G^2}{\text{kgpD}} \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \dots\dots\dots (\text{D.34})$$

Keterangan:

ΔP = *Pressure Drop*, lb/in²

L = Ketinggian Katalis Setiap Tube, 1,18 ft

- G = Kecepatan Massa, 4.930,031 lb/ft².jam
 ρ = Densitas, 3,855 lb/ft³
 μ = Viskositas, 0,0548 lb.ft/jam
 D = Diameter Partikel, 4,8 mm = 0.015748 ft
 ε = Porositas, 0,41 (*Void fraction*)
 g = *Gravitational Constant*, 4.17 x 10⁸ lb.-ft./lb.-jam²
 k = Faktor Konversi, 144 in²/ft²

Maka:

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{0,0548 \times 4.930,031}{144 \times 10^8 \times 3,855 \times 0.015^2} \frac{(1-0.41)^2}{0.41^3} + 1.75 \frac{4930,031^2}{144 \times 10^8 \times 3,855 \times 0.015} \frac{(1-0.41)}{0.41^3}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 0,45 \text{ psi/ft} / 1,18 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0,38 \text{ psi}$$

b. Shell

Bahan yang digunakan adalah *Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*.

Ukuran *Shell*

Diameter Dalam *Shell* (IDs)

$$\begin{aligned} \text{IDs} &= \sqrt{\frac{4 \times N_t \times P_T^2 \times 0,8090}{\pi}} \dots\dots\dots (D.34) \\ &= \sqrt{\frac{4 \times 596,08 \times (0,060325 \text{ m})^2 \times 0,8090}{3,14}} \\ &= 1,5 \text{ m} \quad = 4,91 \text{ ft} = 58,82 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung *Baffle Space* (B)

$$\begin{aligned} B &= 0,3 \times \text{IDs} \dots\dots\dots (D.35) \\ &= 0,3 \times 1,5 \text{ m} \\ &= 0,45 \text{ m} \quad = 1,47 \text{ ft} = 17,64 \text{ in} \end{aligned}$$

Koefisien Transfer Panas dalam *Shell*

Shell Side atau *Bundle Crossflow Area* (As)

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{(P_t - \text{OD}) \times \text{IDs} \times B}{P_t} \dots\dots\dots (D.36) \\ &= \frac{(0,060325 \text{ m} - 0,04826 \text{ m}) \times 1,5 \text{ m} \times 0,45 \text{ m}}{0,060325 \text{ m}} \end{aligned}$$

$$= 0,13413 \text{ m}^2 = 1,44377 \text{ ft}^2$$

Mass Velocity (Gs)

$$W \text{ Pendingin} = 2.119,09 \text{ kg/jam} = 4.671,793 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W \text{ Pendingin}}{A_s} \dots\dots\dots (D.37) \\ &= \frac{4.671,793 \text{ lb/jam}}{1,44377 \text{ ft}^2} \\ &= 3.235,848 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

Equivalent Diameter (De)

Diameter equivalen dapat diartikan sebagai diameter dari area dalam *shell*, bila dipandang sebagai pipa

$$\begin{aligned} D_{es} &= \frac{4 \times (0,5 P_T \times 0,866 \times P_T - 0,5 \times \pi \times \frac{OD^2}{4})}{0,5 \times \pi \times OD} \dots\dots\dots (D.38) \\ &= \frac{4 \times (0,5 \times 0,060325 \text{ m} \times 0,866 \times 0,060325 \text{ m} - (0,5 \times 3,14 \times \frac{(0,04826 \text{ m})^2}{4}))}{0,5 \times 3,14 \times 0,04826 \text{ m}} \\ &= 0,000802039 \text{ m} = 0,114589 \text{ ft} \end{aligned}$$

Reynold Number (Re)

$$\text{Viskositas, } \mu \text{ pendingin} = 4,09604 \text{ lb/ft.h}$$

$$\text{Kapasitas Panas Pendingin, } C_p = 0,5118 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$\text{Konduktivitas Panas Pendingin, } K_p = 0,09417 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{D_e G_s}{\mu \text{ Pendingin}} \dots\dots\dots (D.39) \\ &= \frac{0,114589 \text{ ft} \times 3.235,848 \text{ lb/Jam.ft}^2}{4,09604 \frac{\text{lb}}{\text{ft.h}}} \\ &= 90,5252 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} H_o &= 0,36 \frac{K_p}{0,1} \left(\frac{D_{es} G_s}{\mu_p} \right)^{0,55} \left(\frac{c_p \mu_p}{K_p} \right)^{\frac{1}{3}} \dots\dots\dots (D.40) \\ &= 0,36 \frac{0,09417 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{0,1} (90,5252)^{0,55} \left(\frac{0,5118 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \cdot ^\circ\text{F} \times 4,09604 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{jam}}{0,09417 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 24,6397 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dirt Factor (Rd)

$$\text{Liquid organic} = 0,0010 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

$$\text{Steam} = 0,0030 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

$$\text{Rd total} = 0,0040 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

Koefisien perpindahan panas *overall clean* dan *design*

Koefisien perpindahan panas *overall clean* dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \dots\dots\dots (D.41) \\ &= \frac{4,433398 \times 24,6397}{4,433398 + 24,6397} \\ &= 3,76 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

Harga koefisien perpindahan panas *overall design* dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{1}{\frac{1}{U_c} + \text{Rd}} \dots\dots\dots (D.42) \\ &= \frac{1}{\frac{1}{3,76} + 0,004} \\ &= 3,70 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

Menghitung *Pressure drop* di *shell*

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot \text{IDs} \cdot (\text{N}+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot \text{De} \cdot S \cdot \phi_s} \dots\dots\dots (D.43)$$

Keterangan:

$$\text{Diameter dalam shell (IDs)} = 4,91 \text{ ft} = 58,82 \text{ in}$$

$$\text{Mass Velocity (Gs)} = 3.235,848 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Equivalent Diameter (Des)} = 0,114589968 \text{ ft}$$

$$\text{Corrected coefficient, } \Phi_s = 1$$

$$(\text{N}+1) \text{ Jumlah Baffle} = \frac{L}{B} = \frac{7,3152 \text{ m}}{0,45 \text{ m}} = 16,30 \text{ Buah}$$

$$S = 1 \quad (\text{Tabel 6 Kern, 1950})$$

$$F = 0,0025 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{fig. 29 Kern, 1950})$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,0025 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \times (3.235,848 \text{ lb/jam ft}^2)^2 \times 4,91 \text{ ft} \times 16,30}{5,22 \times 10^{10} \times 0,11459 \text{ ft} \times 1 \times 1} \\ &= 0,000350098 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal Shell

Spesifikasi bahan *Stainless Steel SA. 167 Grade 11 Type 316*

$$\text{Tekanan yang diizinkan (F)} = 12650 \text{ psi}$$

Efisiensi sambungan (E) = 0.8 (*double welded joint*)

Corrosion Allowanced (C) = 0.25 in

Jari-Jari dalam *Shell* (r) = 2,45 ft = 29,43 in

Menghitung tekanan dalam *shell*

Tekanan desain diambil 20% diatas tekanan operasi, maka

P operasi = 3 atm = 44,088 psi

P desain = 1,2 x P operasi (D.44)

= 1,2 x 44,088 psi

= 52,9056 psi

Tebal plat lapisan luar dihitung dengan persamaan:

$$t_s = \frac{P \cdot r}{(f \cdot E - 0,6P)} + C \dots \dots \dots (D.45)$$

$$t_s = \frac{52,9056 \text{ psi} \times 29,43 \text{ in}}{(12.650 \times 0,8) - (0,6 \times 52,9056 \text{ psi})} + 0,25 \text{ in}$$

= 0,4 in

Sehingga diambil tebal *shell* standar 7/16 in = 0,4375 in

Diameter luar *shell* (ODs)

$$\text{ODs} = \text{IDs} + 2t_s \dots \dots \dots (D.46)$$

= 4,91 ft + 2(0,4 ft)

= 4,97 ft = 1,51 m = 59,6242 in

4. *Head dan Bottom*

Untuk menentukan bentuk *head* ada 3 pilihan:

1. *Flange and Standard Dished Head*

Digunakan untuk vessel proses vertikal bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil.

2. *Torospherical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15-200 psig

3. *Elliptical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan

tekanan diatas 300 psig (Brownell, 1959).

Bentuk *head and bottom* yang digunakan adalah *Elliptical flanged and dished head* yang sesuai dengan kisaran tekanan sistem yaitu 100-300 psig. Bahan yang digunakan untuk membuat *head and bottom* sama dengan bahan *Shell Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*.

Menentukan *Inside Radius Corner (ICR)* dan *Corner Radius (RC)*

$$\begin{aligned} \text{ODs} &= \text{IDs} + 2t_s \dots\dots\dots(\text{D.47}) \\ &= 4,91 \text{ ft} + 2(0,4 \text{ ft}) \\ &= 4,97 \text{ ft} \quad = 1,51 \text{ m} \quad = 59,6242 \text{ in} \end{aligned}$$

ODs dibulatkan menjadi 60 in serta tebal *shell* yang digunakan adalah 0,4375 in sehingga berdasarkan Tabel 5.7 (Brownell, 1959) diperoleh nilai:

$$\text{Inside Radius Corner (ICR)} = 3,625 \text{ in}$$

$$\text{Corner Radius (RC)} = 60 \text{ in}$$

Maka:

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{\text{rc}}{\text{icr}}} \right) \dots\dots\dots(\text{D.48}) \\ &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{60}{3,625}} \right) \\ &= 1,76709 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal *Head* Minimum dihitung dengan persamaan berikut:

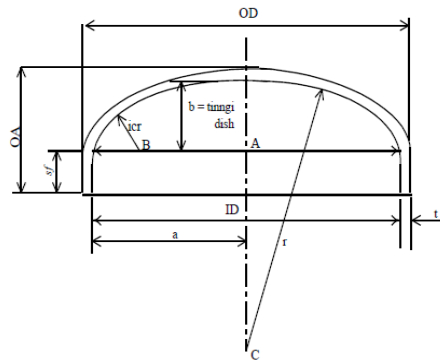
$$\begin{aligned} T_h &= \frac{\text{P.rc. } W}{2fE-0,2P} + C \dots\dots\dots(\text{D.49}) \\ &= \frac{52,9056 \times 60 \times 1,76709}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 52,9056)} + 0,25 \\ &= 0,52728 \text{ In} \quad (\text{Dipakai Tebal Standar } 0,625 \text{ In}) \end{aligned}$$

Untuk $T_h = 0,625$ in, dari Tabel 5.8 (Brownell, 1959) diperoleh nilai:

$$S_f = 1\frac{1}{2} - 3\frac{1}{2}$$

$$\text{Maka dipilih nilai } S_f = 3\frac{1}{2} \text{ In} \quad = 0,0889 \text{ m} \quad = 0,2916 \text{ ft}$$

Spesifikasi *Head*:



Gambar D.3 Desain Head Pada Reaktor

Depth of dish (B)

$$\begin{aligned}
 B &= rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID_s}{2} - icr\right)^2} \dots\dots\dots(D.50) \\
 &= 54 \text{ in} - \sqrt{(54 \text{ In} - 3,25 \text{ In})^2 - \left(\frac{52,06 \text{ In}}{2} - 3,25 \text{ In}\right)^2} \\
 &= 9,87 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi Head (OA)

$$\begin{aligned}
 OA &= T_h + B + Sf \dots\dots\dots(D.51) \\
 &= 0,625 \text{ in} + 9,87 \text{ in} + 3,5 \text{ in} \\
 &= 13,99 \text{ in} \quad = 0,36 \text{ m}
 \end{aligned}$$

5. Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi shell} &= \text{Tinggi Pipa Standar yang digunakan} = 7,3152 \text{ m} \\
 \text{Tinggi Reaktor} &= \text{Tinggi Shell} + 2(\text{Tinggi Head}) \dots\dots\dots(D.52) \\
 &= 7,3152 \text{ m} + 2(0,36 \text{ m}) \\
 &= 8,03 \text{ m} \quad = 26,34 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

6. Luas Permukaan Reaktor

Luas Reaktor Bagian Dalam

Luas *shell* bagian dalam

$$\begin{aligned}
 A_{sh_i} &= \pi \times ID_s \times \text{tinggi shell} \dots\dots\dots(D.53) \\
 &= 3,14 \times 1,5 \text{ m} \times 7,3152 \text{ m} \\
 &= 34,34 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas *head* dan *bottom* bagian dalam

$$\begin{aligned} A_{hb_i} &= 2 \times ((\pi \times ID_s \times sf) + (\frac{\pi}{4} \times ID_s^2)) \dots\dots\dots(D.54) \\ &= 2 \times ((3,14 \times 1,5 \text{ m} \times 0,0889 \text{ m}) + (\frac{3,14}{4} \times (1,5)^2)) \\ &= 4,34 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jadi luas reaktor bagian dalam:

$$\begin{aligned} &= A_{sh_i} + A_{hb_i} \dots\dots\dots(D.55) \\ &= 34,34 \text{ m}^2 + 4,34 \text{ m}^2 \\ &= 38,68 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas Reaktor Bagian Luar

$$\begin{aligned} A_{sh_o} &= \pi \times OD_s \times \text{tinggi shell} \dots\dots\dots(D.56) \\ &= 3,14 \times 1,51 \text{ m} \times 7,3152 \text{ m} \\ &= 34,79 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas *head* dan *bottom* bagian luar

$$\begin{aligned} A_{hb_o} &= 2 \times ((\pi \times OD_s \times sf) + (\frac{\pi}{4} \times OD_s^2)) \dots\dots\dots(D.57) \\ &= 2 \times ((3,14 \times 1,51 \text{ m} \times 0,0889 \text{ m}) + (\frac{3,14}{4} \times (1,51)^2)) \\ &= 4,45 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jadi luas reaktor bagian luar:

$$\begin{aligned} &= A_{sh_o} + A_{hb_o} \dots\dots\dots(D.58) \\ &= 34,79 \text{ m}^2 + 4,45 \text{ m}^2 \\ &= 39,23 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

7. Nozzle Umpan dan Produk Pada Reaktor

Saluran dibuat dengan menggunakan bahan *stainless steel*, diameter optimum *tube* pada *stainless steel* dan alirannya turbulen dihitung dengan persamaan:

$$D_{iOpt} = 3,9 \times G^{0,45} \times \rho^{0,13} \dots\dots\dots(D.59)$$

Dimana

G = Kecepatan Aliran Massa Fluida

ρ = Densitas Fluida

Nozzle Umpan

Diketahui:

$$BM_{\text{Gas}} = 60,43774872 \text{ kg/mol}$$

$$T = 573,15 \text{ K}$$

$$P = 3 \text{ atm}$$

$$\text{Viskositas} = 0,022679327 \text{ cP}$$

$$Q = 1,0631 \text{ m}^3/\text{s} = 37,54308694 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho_{\text{gas}} = 3,855188355 \text{ kg/m}^3 = 0,240671699 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Mass Flow (G)} = 14.754,45 \text{ kg/jam} = 32.527,95115 \text{ lb/jam}$$

$$= 9,035541985 \text{ lb/s}$$

$$\begin{aligned} Di_{\text{Opt}} &= 3,9 \times G^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (9,035541985)^{0,45} \times (0,240671699)^{0,13} \\ &= 8,726282204 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan Ukuran Pipa Standar adalah 10 in.

Dari Tabel 11. (Kern, 1965) diperoleh:

$$\text{Nominal Pipe Size} = 10 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number} = 40$$

$$\text{OD} = 10,75 \text{ in atau } 0,27305 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 10,02 \text{ in atau } 0,254508 \text{ m}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 78,8 \text{ in}^2 \text{ atau } 0,050838608 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} N_{\text{re}} &= \frac{G \times ID_{\text{pipe}}}{a' \times \mu} \dots\dots\dots (D.60) \\ &= \frac{14.754,45 \times 0,254508}{0,050838608 \times 0,022679327} \\ &= 3.256.871,25 \text{ (Turbulen)} \end{aligned}$$

Diambil Ukuran *Nozzle* 10 in.Spesifikasi *nozzle* standar berdasarkan Appendix F item 1 (Brownell, 1959)

$$\text{Nominal pipe size} = 10 \text{ in}$$

$$\text{OD of pipe} = 10,75 \text{ in}$$

$$\text{Flange Nozzle thickness (n)} = 0,5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter of hole in reinforcing plate (DR)} = 10,875 \text{ in}$$

$$\text{Length offside of reinforcing plate (L)} = 24,5 \text{ in}$$

<i>Widht of reinforcing plate (W)</i>	= 30,125 in
<i>Distance, shell to flange face out (J)</i>	= 10 in
<i>Distance, shell to flange face in (K)</i>	= 8 in
<i>Distance from bottom of tank to center of nozzle</i>	
<i>Regular, type H</i>	= 15
<i>Low, type C</i>	= 12,25 in

Nozzle Aliran Produk Keluar

Diketahui:

BM _{Gas}	= 60,43775807 kg/mol	
T	= 573,15 K	
P	= 3 atm	
Viskositas	= 0.023149256 cP	
Q	= 1,0631 m ³ /s	= 37,54308694 ft ³ /s
ρ _{gas}	= 3,855188952 kg/m ³	= 0,240671736 lb/ft ³
Mass Flow	= 14.754,45 kg/jam	= 32.527,95618 lb/jam
		= 9,035543383 lb/s
Di _{Opt}	= 3.9 × G ^{0,45} × ρ ^{0,13}	
	= 3,9 × (9,035543383) ^{0,45} × (0,240671736) ^{0,13}	
	= 8,726282987 In	

Digunakan Ukuran Pipa Standar adalah 10 in.

Dari Tabel 11. (Kern, 1965) diperoleh:

<i>Nominal Pipe Size</i>	= 10 in
<i>Schedule Number</i>	= 40
OD	= 10,75 in atau 0.27305 m
ID	= 10,02 in atau 0,254508 m
<i>Flow area per pipe</i>	= 78,8 in ² atau 0,050838608 m ²
N _{re}	= $\frac{G \times ID_{\text{pipe}}}{a' \times \mu}$(D.61)

$$= \frac{14.754,45 \times 0,254508}{0.050838608 \times 0.023149256}$$

$$= 3.190.757,42 \text{ (Turbulen)}$$

Diambil Ukuran *Nozzle* 10 in.

Spesifikasi *nozzle* standar berdasarkan Appendix F item 1 (Brownell, 1959)

<i>Nominal pipe size</i>	= 10 in
<i>OD of pipe</i>	= 10,75 in
<i>Flange Nozzle thickness (n)</i>	= 0,5 in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (DR)</i>	= 10,875 in
<i>Length offside of reinforcing plate (L)</i>	= 24,5 in
<i>Widht of reinforcing plate (W)</i>	= 30,125 in
<i>Distance, shell to flange face out (J)</i>	= 10 in
<i>Distance, shell to flange face in (K)</i>	= 8 in
<i>Distance from bottom of tank to center of nozzle</i>	
<i>Regular, type H</i>	= 15
<i>Low, type C</i>	= 12,25 in

Nozzle Aliran Pendingin Masuk

Diketahui:

BM_{gas}	= 166 kg/mol
T	= 323,15 K
Viskositas	= 1,693221 cP
Q	= 0,00056779 m ³ /s = 0,02 ft ³ /s
ρ_{gas}	= 1.036,715 kg/m ³ = 64,72 lb/ft ³
Mass Flow	= 2.119,09 kg/jam = 4.671,798 lb/jam
	= 1,2977 lb/s

$$Di_{\text{Opt}} = 3.9 \times G^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 1,2977^{0,45} \times 64,72^{0,13}$$

$$= 7,54 \text{ in}$$

Digunakan Ukuran Pipa Standar adalah 8 in.

Dari Tabel 11. (Kern, 1965) diperoleh:

$$\text{Nominal Pipe Size} = 8 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Schedule Number} &= 40 \\
 \text{OD} &= 8,625 \text{ in atau } 0,219075 \text{ m} \\
 \text{ID} &= 7,981 \text{ in atau } 0,202717 \text{ m} \\
 \text{Flow area per pipe} &= 50 \text{ in}^2 \text{ atau } 0,032258 \text{ m}^2 \\
 N_{re} &= \frac{G \times ID_{\text{pipe}}}{a' \times \mu} \dots\dots\dots (D.62) \\
 &= \frac{2.119,09 \times 0,202717}{0,032258 \times 1,693221} \\
 &= 7.864,85 \text{ (Turbulen)}
 \end{aligned}$$

Diambil Ukuran *Nozzle* 8 in.

Spesifikasi *nozzle* standar berdasarkan Appendix F item 1 (Brownell, 1959)

<i>Nominal pipe size</i>	= 8 in
<i>OD of pipe</i>	= 8,625 in
<i>Flange Nozzle thickness (n)</i>	= 0,5 in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (DR)</i>	= 8,75 in
<i>Length offside of reinforcing plate (L)</i>	= 20,25 in
<i>Widht of reinforcing plate (W)</i>	= 25 in
<i>Distance, shell to flange face out (J)</i>	= 8 in
<i>Distance, shell to flange face in (K)</i>	= 6 in
<i>Distance from bottom of tank to center of nozzle</i>	
<i>Regular, type H</i>	= 13
<i>Low, type C</i>	= 10,125 in

Nozzle Aliran Pendingin Keluar

Diketahui:

BM_{gas}	= 166 kg/mol
T	= 323,15 K
Viskositas	= 1,693221 cP
Q	= 0,00056779 m ³ /s = 0,02 ft ³ /s
ρ_{gas}	= 1.036,715 kg/m ³ = 64,72 lb/ft ³
Mass Flow	= 2.119,09 kg/jam = 4.671,798 lb/jam
	= 1,2977 lb/s

$$\begin{aligned}
 Di_{Opt} &= 3.9 \times G^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 &= 3.9 \times 1,2977^{0.45} \times 64,72^{0.13} \\
 &= 7,54 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan Ukuran Pipa Standar adalah 8 in.

Dari Tabel 11. (Kern, 1965) diperoleh:

$$Nominal \text{ Pipe Size} = 8 \text{ in}$$

$$Schedule \text{ Number} = 40$$

$$OD = 8,625 \text{ in atau } 0,219075 \text{ m}$$

$$ID = 7,981 \text{ in atau } 0,202717 \text{ m}$$

$$Flow \text{ area per pipe} = 50 \text{ in}^2 \text{ atau } 0,032258 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{G \times ID_{pipe}}{a' \times \mu} \dots\dots\dots (D.63) \\
 &= \frac{2.119,09 \times 0,202717}{0,032258 \times 1,693221} \\
 &= 7.864,85 \text{ (Turbulen)}
 \end{aligned}$$

Diambil Ukuran *Nozzle* 8 in.

Spesifikasi *nozzle* standar berdasarkan Appendix F item 1 (Brownell, 1959)

$$Nominal \text{ pipe size} = 8 \text{ in}$$

$$OD \text{ of pipe} = 8,625 \text{ in}$$

$$Flange \text{ Nozzle thickness (n)} = 0,5 \text{ in}$$

$$Diameter \text{ of hole in reinforcing plate (DR)} = 8,75 \text{ in}$$

$$Length \text{ offside of reinforcing plate (L)} = 20,25 \text{ in}$$

$$Widht \text{ of reinforcing plate (W)} = 25 \text{ in}$$

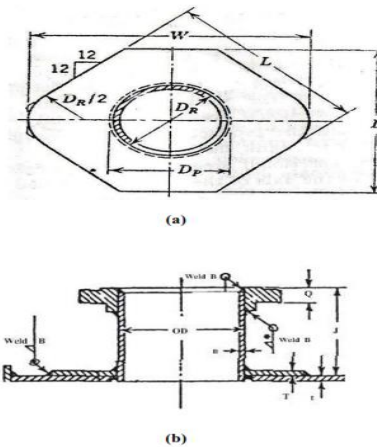
$$Distance, \text{ shell to flange face out (J)} = 8 \text{ in}$$

$$Distance, \text{ shell to flange face in (K)} = 6 \text{ in}$$

Distance from bottom of tank to center of nozzle

$$Regular, \text{ type H} = 13$$

$$Low, \text{ type C} = 10,125 \text{ in}$$



Gambar D.4 Shell Nozzle (a) Reinforcing Plate (b) Single Flange

8. Penyangga Tumpukan Katalisator (*Bed Support*)

Grid support dirancang untuk menyangga katalisator untuk mencegah kelebihan *pressure drop*. Biasanya digunakan piringan yang berlubang-lubang (*perforated plate*) atau piringan yang bergelombang (*slatted plate*). *Grid support* ini biasanya dibuat dari bahan yang anti korosi seperti *carbon steel*, *alloy steel*, *cast iron* atau *cast ceramics* (Rase, 1977).

Penyangga katalis berupa *perforated plate* dengan ketebalan tertentu. Tekanan yang harus ditahan oleh *bed support* = tekanan operasi + tekanan karena katalis.

a. Tekanan Operasi

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan Operasi (P}_d) &= (20\% \times P) + P \dots\dots\dots (D.64) \\
 &= (1,2 \times 3 \text{ atm}) + 3 \text{ atm} \\
 &= 3,6 \text{ atm} \\
 &= 52,90543072 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

b. Tekanan Karena Katalis

Perforated plate yang digunakan mempunyai lubang dengan luas sama dengan 50% luas total *tube* (luas penampang *tube* (a_t) = 0,78 m²)

$$\begin{aligned}
 \text{Luas Total Pipa} &= N_t \times a_t \dots\dots\dots (D.65) \\
 &= 596,08 \times 0,78 \text{ m}^2 \\
 &= 466,43 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Perforated Plate} = 50\% \times \text{Luas Total Pipa} \dots\dots\dots (D.66)$$

$$\begin{aligned}
 &= 50\% \times 466,43 \text{ m}^2 \\
 &= 233,21 \text{ m}^2 \\
 \text{Tekanan Karena Katalis} &= \frac{\text{Berat Katalis}}{\text{Perforated Plate}} \dots\dots\dots (D.67) \\
 &= \frac{1.178,76 \text{ kg}}{233,21 \text{ m}^2} \\
 &= 5,05 \text{ kg/m}^2 \qquad = 0,00718 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan Total Perancangan

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= \text{Tekanan Operasi} + \text{Tekanan Karena Katalis} \\
 &= 52,90543072 \text{ psi} + 0,00718 \text{ psi} \\
 &= 52,91260784 \text{ psi} \quad = 3,6005 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Tebal *plate* dihitung dengan Persamaan 13.27 (Brownell, 1959)

$$t = d \sqrt{C' \left(\frac{P}{F} \right)} \dots\dots\dots (D.68)$$

Keterangan:

t = Tebal Minimum *Plate*

d = Diameter *Plate* = 58,82 in

P = Tekanan Perancangan = 52,91260784 psi

F = Maksimum *Allowable Stress*, 12.650 psi

(Bahan yang digunakan *Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*)

C' = Konstanta dari Appendix H (Brownell, 1959), $C' = 0,75$

$$t = d \sqrt{C' \left(\frac{P}{F} \right)} \dots\dots\dots (D.69)$$

$$= 58,82 \sqrt{0,75 \times \left(\frac{52,91260784}{12.650} \right)}$$

$$= 3,29 \text{ in}$$

Diperoleh tebal standar $t = 3,29 \text{ in}$

9. Tebal Pemegang Pipa

Pemegang pipa harus dapat menahan perbedaan tekanan antara dalam pipa dan dalam *shell*. Tebal pemegang pipa dihitung dengan persamaan:

$$T_p = C_{ph} \cdot D_p \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{\lambda f}} + C \dots\dots\dots(D.70)$$

Keterangan:

Konstanta desain, C_{ph}	= 1,1
Diameter <i>shell</i> , D_p	= 58,82 in
Perbedaan tekanan, ΔP	= 0,000350098 psi
<i>Ligament efficiency</i> , λ	= 0,5
<i>Max allowable stress</i> , f	= 12.650 psi
<i>Corrosion allowable</i> , c	= 0,25 in

Bahan konstruksi seperti yang digunakan sebagai bahan *shell* yaitu *Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*.

$$T_p = C_{ph} \cdot D_p \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{\lambda f}} + C \dots\dots\dots(D.71)$$

$$= (1.1)(58,82) \sqrt{\frac{0,000350098}{0,5 \times 12.650}} + 0,25$$

$$= 0,27 \text{ in}$$

1.0 *Innert Ballast*

Alat ini digunakan untuk melindungi permukaan katalisator dari pengaruh langsung aliran fluida dan meratakan aliran fluida umpan. *Innert ballast* berupa bola-bola keramik dengan tebal tumpukan 0-6 in, digunakan tinggi tumpukan 6 in.

11. *Distributor*

Alat ini digunakan untuk meratakan aliran fluida masuk, jenis yang digunakan adalah *type multiple baffle distributor concentric cone*, yang dipasang pada akhir bagian pipa pemasukan fluida.

12. *Perhitungan flange, Bolt, dan Gasket dari Vessel*

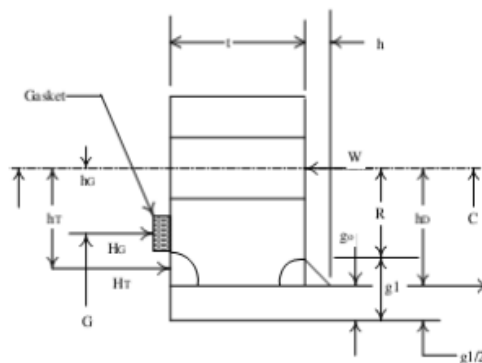
a. Sambungan *Head* dengan *Shell*

Sambungan antara tutup bejana dengan bagian *shell* menggunakan sistem *flange* dan baut. Bahan konstruksi yang dipilih berdasarkan pada kondisi operasi.

Data perancangan:

Tekanan Desain	= 52,9054 psi
----------------	---------------

- Material *flange* = Carbon Steel SA-240 Grade A
 - Bolting steel* = Carbon Steel SA-193 Grade B6
 - Material gasket = Soft Steel
 - Diameter luar *shell*, B = 59,6242 in
 - Ketebalan *shell* = 0,4375 in
 - Diameter dalam *shell* = 58,82 in
 - Yield stress, *y* = 18.000 lb/in²
 - Faktor gasket, *m* = 5.5
 - Tegangan dari material *flange* (*f_a*) = 15.000 psi
 - Tegangan dari *bolting* material (*f_b*) = 20.000 psi
 - ρ *shell* (*stainless steel*) = 7.801 kg/m³
- Tipe *flange* terlihat pada gambar berikut:



Gambar D.5 Tipe Flange dan Dimensinya

b. Perhitungan Lebar Gasket

$$\begin{aligned}
 d_o/d_i &= \sqrt{\frac{y-P \cdot m}{y-[P(m+1)]}} \dots\dots\dots (D.72) \\
 &= \sqrt{\frac{18000 - (52,9054 \times 5,5)}{18000 - [52,9054(5,5 + 1)]}} \\
 &= 1,0015 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Asumsi bahwa diameter dalam gasket sama dengan diameter luar shell 59,6242 in, sehingga:

$$\begin{aligned}
 d_o &= 1,0015 \times 59,6242 \text{ in} \dots\dots\dots (D.73) \\
 &= 59,7134 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum (N):

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{d_o - d_i}{2} \dots\dots\dots (D.74) \\
 &= \frac{59,7134 - 58,82}{2} \\
 &= 0,4489 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan gasket dengan lebar 0,5 in

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter gasket rata-rata, } G &= d_i + \text{lebar gasket} \dots\dots\dots (D.75) \\
 &= 58,82 \text{ in} + 0,5 \text{ in} \\
 &= 59,31 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Perhitungan Beban

Dari Fig. 12.12 (Brownell, 1959) Kolom I Tipe 1a

$$b_o = \frac{N}{2} = \frac{0,5}{2} = 0,25 \text{ in}$$

nilai $b = b_o$ jika $b_o \leq \frac{1}{4}$ in

sehingga $b = 0,25$ in

$$\begin{aligned}
 W_{m2} &= H_y \quad \quad \quad (\text{Pers, 12.88 Brownell, 1959}) \\
 &= \pi \cdot b \cdot G \cdot y \dots\dots\dots (D.76) \\
 &= 3,14 \times 0,25 \times 59,31 \times 18.000 \\
 &= 838.127,94 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Keterangan:

H_y = Berat Beban *Bolt* Maksimum (lb)

b = *Effective Gasket* (in)

G = Diameter Gasket rata-rata (in)

Berat untuk menjaga *joint tight* saat operasi digunakan persamaan 12.90 pada (Brownell, 1959)

$$\begin{aligned}
 H_p &= 2b \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot P \dots\dots\dots (D.77) \\
 &= (2 \times 0,25) \times 3,14 \times 59,31 \times 5,5 \times 52,9054 \\
 &= 27.097,59 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Keterangan:

H_p = Beban *Joint Tight* (lb)

m = Faktor Gasket (Fig 12.11 Brownell & Young 1959 hal 229)

b = *Effective Gasket* (in)

G = Diameter Gasket rata-rata (in)

P = Tekanan Operasi (psi)

Beban dari tekanan internal dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 12.89 pada (Brownell, 1959)

$$\begin{aligned} H &= \frac{\pi}{4} G^2 P \dots\dots\dots (D.78) \\ &= \frac{3,14}{4} (59,31)^2 \times 52,9054 \\ &= 146.118,84 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban operasi total dihitung dengan persamaan 12.91 pada (Brownell, 1959)

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H + H_p \dots\dots\dots (D.79) \\ &= 146.118,84 \text{ lb} + 27.097,59 \text{ lb} \\ &= 173.216,43 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, diperoleh W_{m1} lebih kecil dari pada W_{m2} . Sehingga beban pengontrol berada pada $W_{m1} = 173.216,43 \text{ lb}$.

Keterangan:

W_{m1} = Beban Berat *Bolt* pada kondisi operasi (lb)

W_{m2} = Beban Berat *Bolt* pada kondisi tanpa tekanan dalam (lb)

H = Total *Joint Contact Surface* (lb)

d. Perhitungan Luas Baut Minimum (*Minimum Bolting Area*)

Perhitungan luas baut minimum dapat dihitung dengan persamaan 12.92 (Brownell, 1959)

$$\begin{aligned} A_{m1} &= \frac{W_{m1}}{f_b} \dots\dots\dots (D.80) \\ &= \frac{173.216,43}{20.000} \\ &= 8,6608 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Keterangan:

A_{m1} = total luas *bolt* pada kondisi operasi (in^2)

e. Jumlah Baut

Perhitungan ukuran baut optimum berdasarkan Tabel 10.4 (Brownell, 1959). Dengan menggunakan ukuran baut = 1 in diperoleh data sebagai berikut:

Root Area = 0,551 in^2

Bolt spacing standar, Bs = 3 in

$$\begin{aligned}
 \text{Minimal Radial Distance, } R &= 1,375 \text{ in} \\
 \text{Edge Distance, } E &= 1,0625 \text{ in} \\
 \text{Jumlah Baut Minimum} &= \frac{A_{m1}}{\text{root area}} \dots\dots\dots (D.81) \\
 &= \frac{8,6608 \text{ in}^2}{0,551 \text{ in}^2} \\
 &= 15,71 \text{ buah} \\
 &= 16 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Sehingga digunakan baut dengan ukuran 1 in sebanyak 16 buah.

$$\begin{aligned}
 \text{Bolt circle diameter, } BC &= ID + 2 ((1,145 \times g_o) + R) \dots\dots\dots (D.82) \\
 &= 58,82 \text{ in} + 2 ((1,145 \times 0.25 \text{ in}) + 1,375 \text{ in}) \\
 &= 62,13 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter *flange* luar:

$$\begin{aligned}
 \text{Flange OD (A)} &= BC + 2E \dots\dots\dots (D.83) \\
 &= 62,13 \text{ in} + 2(1,0625 \text{ in}) \\
 &= 64,26 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Cek Lebar Gasket:

$$\begin{aligned}
 A_{b \text{ actual}} &= N \text{ bolt} \times \text{root area} \dots\dots\dots (D.84) \\
 &= 16 \times 0,551 \text{ in}^2 \\
 &= 8,6608 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Lebar Gasket Minimum:

$$\begin{aligned}
 N_{\min} &= \frac{A_{b \text{ actual}} \times f_{\text{allow}}}{2 \times y \times \pi \times G} \dots\dots\dots (D.85) \\
 &= \frac{8,6608 \times 12.650}{2 \times 18.000 \times 3,14 \times 59,31} \\
 &= 0,019 \text{ in} \quad (N_{\min} < 0,5 \text{ in, pemilihan baut memenuhi})
 \end{aligned}$$

f. Perhitungan *Moment*:

1. Untuk *bolting-up condition* (tanpa tekanan dalam)

Beban desain diberikan dengan persamaan 12.94 (Brownell, 1959)

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{2} (A_b + A_m) f_a \dots\dots\dots (D.86) \\
 &= \frac{1}{2} (8,6608 + 8,6608) \times 15.000 \\
 &= 129.912,32 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Keterangan:

- W = berat beban (lb)
 A_m = luas baut minimum (in²)
 A_b = luas *actual bolt* (in²)
 F_a = *allowable stress* (psi)

Hubungan *lever arm* diberikan pada persamaan 12.101 (Brownell, 1959)

$$\begin{aligned}
 h_G &= \frac{1}{2}(BC - G) \dots\dots\dots (D.87) \\
 &= \frac{1}{2}(62,13 - 59,31) \\
 &= 1,41125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Keterangan:

- h_G = tahanan radial *circle bolt* (in)
 BC = *bolt circle* diameter (in)
 G = diameter gasket rata-rata (in)

Flange moment diberikan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 M_a &= W \times h_G \dots\dots\dots (D.88) \\
 &= 129.912,32 \text{ lb} \times 1,41125 \text{ in} \\
 &= 183.338,77 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

2. Untuk kondisi saat beroperasi

Beban desain yang diberikan $W = W_{m1} = 129.912,32 \text{ lb}$

Untuk *hydrostatic end force* pada permukaan dalam *flange* (H_D) (Pers, 12.96 Brownell, 1959)

$$\begin{aligned}
 H_D &= 0,785 B^2 P \dots\dots\dots (D.89) \\
 &= 0.785(59,62)^2(44,0878) \\
 &= 123.036,33 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

- H_D = *hydrostatic and force* pada area dalam *flange* (lb)
 B = diameter dalam *flange* / OD *shell* (in)
 P = tekanan operasi (psi)

The lever arm, h_D

$$\begin{aligned}
 h_D &= \frac{1}{2} (BC - B) \dots\dots\dots (D.90) \\
 &= \frac{1}{2} (62,13 - 59,62)
 \end{aligned}$$

$$= 1,2569 \text{ in}$$

The moment, M_D

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \dots\dots\dots (D.91) \\ &= 123.036,33 \text{ lb} \times 1,2569 \text{ in} \\ &= 154.645,82 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Perbedaan antara *flange-design bolt load* dengan *hydrostatic end force* total adalah:

$$\begin{aligned} H_G &= W - H \dots\dots\dots (D.92) \\ &= W_{m1} - H \\ &= 173.216,43 \text{ lb} - 146.118,84 \text{ lb} \\ &= 27.097,59 \text{ lb} \end{aligned}$$

Maka komponen dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \dots\dots\dots (D.93) \\ &= 27.097,59 \text{ lb} \times 1,41125 \text{ in} \\ &= 38.241,48 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Momen komponen *hydrostatic end force* total dan *hydrostatic force end* pada luas area *flange*, H_T :

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \dots\dots\dots (D.94) \\ &= 146.118,84 \text{ lb} - 123.036,33 \text{ lb} \\ &= 23.082,51 \text{ lb} \end{aligned}$$

Hubungan *lever arm*, h_T

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{1}{2} (h_D + h_G) \dots\dots\dots (D.95) \\ &= \frac{1}{2} (1,2569 + 1,41125) \\ &= 1,3340 \text{ in} \end{aligned}$$

The moment

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \dots\dots\dots (D.96) \\ &= 23.082,51 \text{ lb} \times 1,3340 \text{ in} \\ &= 30.793,94 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Jumlah *moment* untuk kondisi saat beroperasi, M_o :

$$M_o = M_D + M_G + M_T \dots\dots\dots (D.97)$$

$$\begin{aligned}
 &= 154.645,82 \text{ lb.in} + 38.241,48 \text{ lb.in} + 30.793,94 \text{ lb.in} \\
 &= 223.681,25 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Sehingga moment saat beroperasi sebagai pengontrol:

$$M_{\max} = M_o = 223.681,25 \text{ lb.in}$$

f. Perhitungan Tebal *Flange*

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f_a \times B}} \dots\dots\dots (D.98)$$

$$K = \frac{A}{B} = \frac{64,26}{59,62} = 1,0778$$

Dari Fig. 12.22 Brownell & Young 1959, dengan harga $K = 1,0778$ diperoleh $Y = 25$

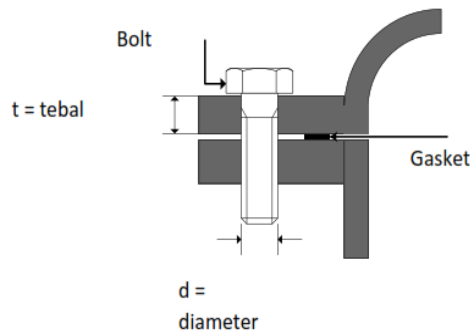
Sehingga:

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f_a \times B}} \dots\dots\dots (D.99)$$

$$= \sqrt{\frac{25 \times 223.681,25}{15.000 \times 59,62}}$$

$$= 2,5 \text{ in}$$

Sehingga diambil ketebalan *flange* = 2,5 in



Gambar D.6 Detail untuk Flange and Bolt pada Head Reaktor

13. Berat Reaktor

Berat reaktor terdiri dari:

1. Berat *shell*

$$\text{Berat shell} = \frac{1}{4} \times \pi \times (\text{ODs}^2 - \text{IDs}^2) \times L_s \times \rho_{\text{shell}} \dots\dots\dots (D.100)$$

$$= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,51\text{m}^2 - 1,50\text{m}^2) \times 7,3152 \text{ m} \times 7.801 \text{ kg/m}^3$$

$$= 2.601,29 \text{ Kg}$$

2. Berat *head* dan *bottom*

$$\begin{aligned} \text{Berat } head \text{ dan } bottom &= 2 \times V_{hb} \times \rho_{shell} \dots\dots\dots (D.101) \\ &= 2 \times 0,1563 \text{ m}^3 \times 7.801 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1.219,57 \text{ Kg} \end{aligned}$$

3. Berat *tube*

$$\begin{aligned} \text{Berat } tube &= \frac{1}{4} \times \pi \times (OD^2 - ID^2) \times L_s \times \rho_{shell} \dots\dots\dots (D.102) \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (0,04826\text{m}^2 - 0,04089\text{m}^2) \times 7,3152 \text{ m} \times 7.801 \text{ kg/m}^3 \\ &= 29,42 \text{ Kg} \times 596,08 \text{ buah} \\ &= 17.536,67 \text{ Kg} \end{aligned}$$

4. Berat aksesoris pada reaktor

a. *Nozzle* Umpan Reaktor

Ukuran = 10 in

Berat *Nozzle* = 52 lb = 23,586 kg (Fig. 12.2 Brownell, 1959)

Nozzle Produk Reaktor

Ukuran = 10 in

Berat *Nozzle* = 52 lb = 23,586 kg (Fig. 12.2 Brownell, 1959)

b. *Nozzle* Pendingin

Nozzle Pendingin Masuk

Ukuran = 8 in

Berat *Nozzle* = 39 lb = 17,69 kg (Fig. 12.2 Brownell, 1959)

Nozzle Pendingin Keluar

Ukuran = 8 in

Berat *Nozzle* = 39 lb = 17,69 kg (Fig. 12.2 Brownell, 1959)

Berat total aksesoris = 23,586 kg + 23,586 kg + 17,69 kg + 17,69 kg
= 82,552 kg

5. Berat material dalam reaktor

$$\begin{aligned} \text{Berat bahan baku} &= \frac{1}{4} \times \pi \times ID^2 \times L_t \times \rho_{gas} \times Nt \dots\dots\dots (D.103) \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,04089 \text{ m}^2 \times 7,3152 \text{ m} \times 0,0816 \text{ kg/m.jam} \times 596,08 \\ &= 724,41 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Berat katalis} = 1.178,76 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat pendingin} &= A_s \times L_t \times \rho_{\text{pendingin}} \dots\dots\dots (D.104) \\ &= 0,1341 \text{ m}^2 \times 7,3152 \text{ m} \times 1.014 \text{ kg/m}^3 \\ &= 994,93 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total} &= 724,41 \text{ kg} + 1.178,76 \text{ kg} + 994,93 \text{ kg} \\ &= 2.898,1 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi total berat reaktor} &= \text{berat shell} + \text{berat head} + \text{berat tube} + \text{berat} \\ &\quad \text{aksesoris} + \text{berat material dalam reaktor} \\ &= 2.601,29 \text{ kg} + 1.219,57 \text{ kg} + 17.536,67 \text{ kg} + 82,552 \\ &\quad \text{kg} + 2.898,1 \text{ kg} \\ &= 24.338,182 \text{ kg} \end{aligned}$$

14. Perhitungan *Stress* yang Terjadi pada Reaktor

A. Pengaruh Angin dan Gempa Terhadap Ketebalan *Shell* Menara

Perhitungan awal tebal *shell* dan *head* menara telah dilakukan. Menara cukup tinggi sehingga perlu di cek pengaruh angin dan gempa.

$$\text{OD shell} = 59,62 \text{ in} = 4,97 \text{ ft} = 1,51 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi menara} = 8,03 \text{ m} = 315,96 \text{ in} = 26,33 \text{ ft}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 3 \text{ atm} = 44,0878 \text{ psi}$$

$$\text{Tinggi skirt} = 3 \text{ m} = 10 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal isolasi (asumsi)} = 0,06 \text{ ft} = 0,72 \text{ in} = 1,8288 \text{ cm}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter, d} &= \text{OD} + \text{OD}/24 + 2\text{sf} + 2/3 \text{ icr} \\ &= 71,53 \text{ in} = 5,96 \text{ ft} \end{aligned}$$

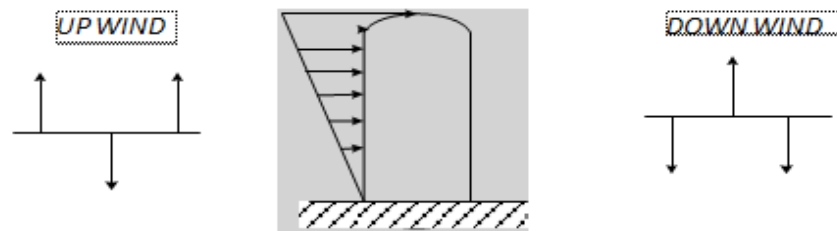
$$\text{Densitas shell } (\rho_s) = 487 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Tebal shell} = 0,4375 \text{ in} = 0,036 \text{ ft}$$

$$\text{Beban head} = \frac{\pi d^2 t}{4} \times \frac{\rho}{1728} \dots\dots\dots (D.105)$$

$$\text{Beban head} = \frac{3,14 \times 71,53^2 \times 0,4375}{4} \times \frac{487}{1728}$$

$$\text{Beban head} = 495,17 \text{ lb} = 224,60 \text{ kg}$$



Gambar D.8 Pengaruh angin dan gempa

B. Pemeriksaan Tebal *Shell*

B.1 *Stress Pada Kondisi Operasi*

B.1.1 Perhitungan *Stress Aksial* dalam *Shell*

$$di = 58,82 \text{ in} = 4,91 \text{ ft}$$

$$ts = 0,4375 \text{ in}$$

$$P \text{ desain} = 44,0878 \text{ psi}$$

$$C = 0,25 \text{ in}$$

$$f_{ap} = \frac{P \times d}{4(ts - C)} \dots\dots\dots (D.106)$$

$$f_{ap} = \frac{44,0878 \text{ psi} \times 58,82 \text{ in}}{4(0,4375 - 0,25)}$$

$$f_{ap} = 3.457,4 \text{ psi}$$

Keterangan:

f_{ap} = *Stress Aksial Shell* (psi)

d = Diameter Dalam *Shell* (in)

P = Tekanan Desain (psi)

ts = Tebal *Shell* Menara (in)

C = *Corrosion Allowance* (in)

$f_{dead wt shell}$ = $(X \times ps)/144$ (Pers 9.3a, Brownell, 1959)

$$= 3,3819 X$$

Isolator

Isolator yang digunakan adalah *mineral wool* karena temperatur operasi dalam reaktor besar, memiliki konduktivitas termal yang kecil sehingga efektif sebagai isolator.

Diketahui:

D_{ins} = Diameter Termasuk Isolator
 W_{ins} = Berat Isolator
 ρ_{ins} = Densitas Isolator = 12,4856 lb/ft³
 t_{ins} = Tebal Isolator = 0,06 ft = 0,72 in
 D_{ins} = OD *shell* + Tebal Isolator
 = 59,62 in + 0,72 in
 = 60,34 in = 5,03 ft

W_{ins} = Berat Isolator
 Densitas isolator (ρ_{ins}) = 12,4856 lb/ft³
 t_{ins} (tebal isolator) = 0,06 ft = 0,72 in

$$W_{ins} = \frac{\pi}{4} \times D_{ins}^2 \times X \times t_{ins} \times \rho_{ins} \dots \dots \dots (D.107)$$

$$W_{ins} = \frac{3,14}{4} \times 5,03^2 \times X \times 0,06 \times 12,4856$$

$$W_{ins} = 14,85 X \text{ lb}$$

$$f \text{ dead wt ins} = \frac{\rho_{ins} \times t_{ins}}{144 (ts-C)} \text{ (Pers 9.4a, Brownell and Young 1959)}$$

$$f \text{ dead wt ins} = \frac{12,4856 \times 0,06}{144 (0,06 - 0,020825)}$$

$$f \text{ dead wt ins} = 0,1327 X$$

Attachment

$$W \text{ top head} = 495,17 \text{ lb/ft}$$

$$Wt \text{ tangga (asumsi)} = 25 \text{ lb/ft}$$

$$Wt \text{ pipeover head vapor line (NPS 1,5 in, OD 1,9 in)}$$

$$= 5,02 \text{ lb/ft (Apendix K, Brownell and Young 1959)}$$

$$Wt \text{ shell} = 6.102,66 \text{ lb}$$

$$Wt \text{ total} = W \text{ top head} + Wt \text{ tangga} + Wt \text{ shell} + Wt \text{ pipa}$$

$$= 398,89 + 5.197,12 X$$

Dari pers. 96 (Brownell, 1959)

$$D_m = \text{diameter shell}$$

$$= 59,62 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 ts &= 0,4375 \text{ in} \\
 f_{dead \text{ wt attachment}} &= \frac{\sum W_t \text{ of att}}{\pi D_m (ts-C)} \dots\dots\dots (D.108) \\
 f_{dead \text{ wt attachment}} &= \frac{495,17 + 5.197,12 X}{3,14 \times 59,62 (0,4375 - 0,25)} \\
 f_d &= 14,1058 + 174,7016 X
 \end{aligned}$$

C.1 Perhitungan *Stress* Karena Beban Angin

Asumsi:

Tekanan angin 25 lb/ft²

Arah angin tegak lurus terhadap kolom

Untuk kolom yang menggunakan isolasi, *stress* karena angin dapat dihitung dengan persamaan:

$$f_{wx} = \frac{15,89 \cdot d_{eff} \cdot X^2}{D^2 (ts-C)} \quad (\text{Pers 9.20, Brownell, 1959})$$

d_{eff} = diameter kolom yang diisolasi + 2 (lebar tangga)

d_{kolom} = 60,34 in

asumsi lebar tangga 10 in

d_{eff} = 60,34 in + 2(10 in)

= 80,34 in

$$f_{wx} = \frac{15,89 \times 80,34 \times X^2}{60,34^2 (0,4375 - 0,25)}$$

$f_{wx} = 1,9152 X^2$

C.2 Perhitungan *Stress* Karena Dalam Kolom

$$f_{ap} = \frac{P \cdot D}{4 (ts-C)} \dots\dots\dots (D.109)$$

$$f_{ap} = \frac{44,08785893 \times 60,34}{4 (0,4375 - 0,25)}$$

$f_{ap} = 3.547,26 \text{ psi}$

C.3 Perhitungan *Stress* Gabungan Pada Kondisi Operasi

C.3.1 Kombinasi *Stress* Dalam Pengaruh Angin

Up wind side, *f* tensile

$$ft \text{ max} = f wx + f ap - f dx \quad (\text{Pers 9.78, Brownell, 1959})$$

$$\begin{aligned} ft \text{ max} &= f wx + f ap - f dx \\ &= 1,9152 X^2 + 3.457,41 - 14,1058 - 174,7016 X \\ &= 1,9152 X^2 - 174,7016 X + 3.443,29 \end{aligned}$$

$$F = 12.650 \text{ psi}$$

$$E = 0.8$$

$$\begin{aligned} f_{\text{allowable}} &= F \times E \\ &= 10.120 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_{\text{allowable}} &= ft \text{ max} \\ 10.120 &= 1,9152 X^2 - 174,7016 X + 3.443,29 \\ &= 1,9152 X^2 - 174,7016 X - 6.676,70 \\ &= X^2 - 91,2146 X - 3.486,02 \end{aligned}$$

X dihitung dengan persamaan:

$$X = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a} \dots \dots \dots (D.110)$$

Sehingga didapat , X = 120,21 ft

Down wide side, *f* compress

$$\begin{aligned} fc \text{ max} &= f wx - f ap + f dx \quad (\text{Pers 9.80, Brownell, 1959}) \\ &= 1,9152 X^2 + 174,7016 X - 3.443,29 \end{aligned}$$

Dari stabilitas elastis, dengan persamaan:

$$\begin{aligned} &= 1,5 \times 10^6 (t/r) \leq (1/3) y.p \quad (\text{Pers 2.25, Brownell, 1959}) \\ &= 1,5 \times 10^6 \times (0,4375/89) \\ &= 5.787,88 \text{ psi} \end{aligned}$$

fc max berdasarkan *yield point* (Tabel 3.2, Brownell and Young 1959)

$$\begin{aligned} yield \text{ point} &= 50.000 \text{ psi} \\ &= \left(\frac{1}{3}\right) yield \text{ point} \\ &= 16.666,6667 \text{ psi} \\ &= 1,5 \times 10^6 (t/r) \leq (1/3) y.p \\ &= 1,5 \times 10^6 \times (0,4375/89) \leq (1/3) y.p \end{aligned}$$

$$= 5.787,88 \text{ psi} \leq 16.666,6667 \text{ psi}$$

Karena $f_c < (\frac{1}{3}) y_p$, maka digunakan $f_c = 5.787,88$

$$f_c = f_c \text{ max}$$

$$5.787,88 = 1,9152 X^2 + 174,7016 X - 3.443,29$$

$$= 1,9152 X^2 + 174,7016 X - 9.231,18$$

$$= X^2 - 91,21467 X - 4.819,75$$

X dihitung dengan persamaan:

$$X = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a} \dots\dots\dots (D.111)$$

Sehingga didapat , $X = 140,364 \text{ ft}$

C.3.2 Pemeriksaan Terhadap *Stress* Karena Gempa

Untuk ketinggian tebal menara (*vessel + skirt*) = 36,10 ft

Shell lenght, tangen line to tangen line 100 ft

$$f_{dw} \text{ shell} = 338,2$$

$$f_{dw} \text{ ins} = 13,2826$$

$$f_{dw} \text{ wt att} = 17.484,27$$

$$f_{dw} \text{ total} = 17.835,75$$

Berat menara pada kondisi operasi

$$\sum W = f_{dw} \text{ total} \times \pi \times d \times t_s \dots\dots\dots (D.112)$$

$$= 17.835,75 \times 3,14 \times 59,62 \times 0,4375$$

$$= 1.460.903,06 \text{ lb}$$

$$= 662.653,94 \text{ kg} = 662,65 \text{ ton}$$

15. Desain untuk Penyangga

Skirt adalah penyangga yang digunakan dan paling aman untuk menjaga vertikal *vessel*. *Skirt* disatukan dengan *vessel* menggunakan pengelasan kontinyu, ukuran pengelasan ditentukan berdasarkan ketebalan *skirt*. Ketebalan dari *skirt* harus mampu untuk menahan *dead weight* dan *bending moment* dari *vessel*. Ketebalan *skirt* harus lebih dari 6 mm atau 2,59 in.

a. Momen Pada Base

$$M = P_w D_{is} H h_l \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

$$P_w = \text{Wind Pressure } 25 \text{ lb/ft}^2 \text{ (Tabel 9.1, Brownell and Young 1959)}$$

$$D_{is} = \text{Diameter Menara Dengan Isolator} = 5,03 \text{ ft}$$

$$H = \text{Tinggi Total Menara} = 26,33 \text{ ft}$$

$$h_l = \text{Level Arm} = H/2 = 13,16 \text{ ft}$$

$$M = 25 \text{ lb/ft}^2 \times 5,03 \text{ ft} \times 26,33 \text{ ft} \times 13,16 \text{ ft} \\ = 43.566,66 \text{ lb. ft}$$

b. Momen Pada Ketinggian Tertentu (Batas Antara Penyambung Skirt)

$$M_T = M - h_T(V - 0,5P_w D_{is} h_T) \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

$$V = \text{Tegangan Geser Total } (P_w \cdot D_{is} \cdot H) = 3.309,04 \text{ lb}$$

$$h_T = \text{Ketinggian Skirt} = 10 \text{ ft} \\ = 3 \text{ m}$$

Momen pada batas penyambung:

$$M_T = 43.566,66 - 10[(3.309,04 - (0,5 \times 25 \times 5,03 \times 10))] \\ = 16.759,58 \text{ lb.ft}$$

c. Menentukan Tebal Skirt

$$t = \frac{12 M_T}{R^2 \pi S E} + \frac{W}{D \pi S E} \dots\dots\dots (D.111)$$

Keterangan:

$$D = \text{Diameter Luar} = 5,03 \text{ ft}$$

$$E = \text{Efisiensi Penyambung Kolom dan Skirt} = 0,8 \text{ (double welding joint)}$$

$$S = \text{Allowable Stress} = 12.650 \text{ psi}$$

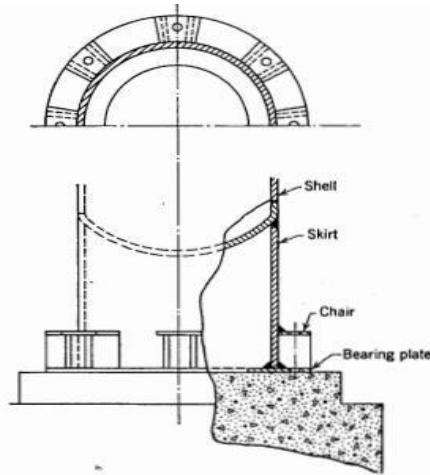
$$R = \text{Radius Luar Skirt} = 2,2 \text{ ft}$$

$$W = \text{Berat Total} = 1.460.903,06 \text{ lb}$$

Maka Tebal Skirt:

$$t = \frac{12 \times 16.759,58 \text{ lb.ft}}{(2,2)^2 \times 3,14 \times 12.650 \times 0,8} + \frac{1.460.903,06 \text{ lb}}{5,03 \text{ ft} \times 3,14 \times 12.650 \times 0,8} \\ = 10,45 \text{ in}$$

Digunakan ketebalan skirt 10 in



Gambar D.9 Skirt Support

16. Perancangan Pondasi

Perancangan pondasi dengan sistem konstruksi beton terdiri dari campuran semen, kerikil, pasir dengan perbandingan 1:2:3. Direncanakan pondasi berbentuk persegi. Dianggap hanya gaya vertikal dari berat kolom yang bekerja pada pondasi. Asumsi tanah pondasi adalah *clay* dengan *safe bearing* maksimal 10 ton/ft² (Tabel 12.2 Hesse & Rushton).

Berat total yang diterima oleh pondasi = 1.460.903,05 lb

Digunakan tanah dengan ukuran:

Luas bagian atas (a) = 15.625 in² (125 in × 125 in)

Luas bagian bawah (b) = 15.625 in² (125 in × 125 in)

Tinggi pondasi = 15 in

Volume pondasi = $\frac{1}{3} \times \text{tinggi pondasi} \times ((a+b) + (a \times b)^{1/2})$
 = $\frac{1}{3} \times 15 \times ((15.625 + 15.625) + (15.625 \times 15.625)^{1/2})$
 = 234.375 in³
 = 135,63 ft³

Berat pondasi (W) = V x densitas beton
 = 135,63 ft³ x 140 lb/ft³
 = 18.988,73 lb

Jadi berat total yang diterima tanah adalah

$$W_{\text{tot}} = \text{Berat Total yang Diterima Pondasi} + \text{Berat Pondasi}$$

$$= 1.460.903,05 \text{ lb} + 18988.73 \text{ lb}$$

$$= 1.479.891,78 \text{ lb}$$

Tegangan tanah karena beban (τ) = $P/F < 10 \text{ ton/ft}^2$

Keterangan:

P = Beban yang Diterima Tanah (lb)

F = Luas alas (ft^2)

Jadi tegangan karena beban (τ) :

$$\tau = \frac{W_{\text{tot}}}{b} \dots \dots \dots (D.112)$$

$$= \frac{1.479.891,78 \text{ lb}}{18.988,725 \text{ in}^2}$$

$$= 77,9353 \text{ lb/in}^2$$

$$= 5,6113 \text{ ton/ft}^2 < 10 \text{ ton/ft}^2$$

Tabel D.6 Spesifikasi Reaktor PFR R-201

Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi <i>thermal chlorination</i> menjadi metilen klorida.	
Kode	R-201	
Alasan Pemilihan	a. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fasa gas. b. Reaksi bersifat eksotermis.	
Jenis	Reaktor <i>fixed bed multitube</i>	
Kondisi Operasi	Tekanan	: 3 atm
	Temperatur	: 300°C

Dimensi	Diameter dalam pipa (IDt)	: 0,04826 m
	Diameter luar pipa	: 0,04089 m
	Jumlah <i>tube</i>	: 596 buah
	Jenis <i>pitch</i>	: <i>Triangular pitch</i>
	Diameter dalam <i>shell</i>	: 1,5 m
	Diameter luar <i>shell</i>	: 1,51 m
	Tinggi <i>shell</i>	: 7,3152 m
	Tipe <i>Head</i>	: <i>Elliptical flanged and dished head</i>
	Tebal <i>head</i>	: 0,625 m
	Jarak <i>baffle</i>	: 0,45 m
	Jumlah <i>baffle</i>	: 16 buah
	Waktu tinggal reaktor	: 4,649015936 detik
	Jumlah	: 1
Rancangan Alat	Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA 167 grade II type 316</i>
	Posisi Alat	: Vertikal
Katalis	Jenis	: Al_2O_3
	Bentuk	: Padatan (<i>Ring Extrude</i>)
	Diameter Katalis	: 4,8 mm
	ρ Bulk	: 570 kg/m^3

D.3 Kolom Distilasi (Muhammad Fahrur Rozi/NIM. 190140078)

Nama Alat : Distilasi

Kode : MD-301

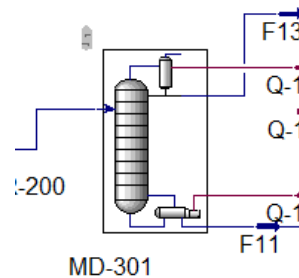
Fungsi : Untuk memisahkan Metil klorida, Metilen klorida, dan Hidrogen klorida

Tipe : *Plate Tower* (menara distilasi dengan *sieve tray*)

Prinsip Kerja :

Kolom distilasi merupakan bejana tegak yang berdiri pada *skirt* dan pondasi beton. *Feed* dialirkan kedalam kolom distilasi yang memiliki *plate* yang tersusun

secara seri. Pada operasi normal uap bergerak keatas melalui lubang-lubang *tray/plate* yang terdispersi oleh liquid yang mengalir diatasnya. Akibat adanya kontak tersebut sejumlah liquid diuapkan, kemudian sebagai produk (distilat) dan sebagiannya dikembalikan kedalam kolom distilasi sebagai reflux. Hasil bawah akan dikeluarkan sebagai *bottom product*.



Gambar D.3.1 Kolom Distilasi (MD-301)

Keterangan Gambar :

F12 : Umpan Masuk

Metil klorida dan

hidrogen klorida : Hasil Atas

Metilen klorida : Hasil Bawah

Perhitungan dilakukan untuk mengetahui spesifikasi Kolom Distilasi (MD-301), yang meliputi :

1. Kondisi operasi
2. Spesifikasi *shell* (diameter, tinggi dan tebal) dan *head* menara
3. Spesifikasi *tray*
4. Spesifikasi alat penunjang menara distilasi

D.3.1 Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis *tray* dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990). Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan:

1. *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (tab. 9.22, 68udwig, 1980)
2. Lebih ringan, dan murah karena pembuatannya lebih mudah
3. Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan

D.3.2 Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi jenis *Carbon Steel SA-285 Grade C* dengan pertimbangan:

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar
2. Struktur kuat
3. Tahan terhadap korosifitas tinggi

D.3.3 Kondisi Operasi

Kondisi operasi dan neraca massa pada kolom distilasi (MD-301) dapat dilihat sebagai berikut :

Tabel LD.3.1 Neraca Massa Distilasi (MD-301)

Kompenen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	<i>Feed</i>	<i>Distillate</i>	<i>Bottom</i>
Meti klorida	314,48487	314,01	1,01
Klorin	0	0	0
Metilen klorida	10.103,65	0	10.101,49
Hidrogen Klorida	4.336,3063	4.337,94	0
Total	14.754,44	14.754,44	

Tabel LD.3.2 Kondisi Operasi Umpan Kolom Distilasi (MD-301)

Kondisi	Temperatur (°C)	Tekanan (Atm)	Laju alir (Kg/jam)
<i>Feed</i> masuk	9,00	3,0000	14.754,44
<i>Top</i>	-83,45	1,0000	4.651,94
<i>Bottom</i>	39,61	1,0000	10.102,50

Tabel LD.3.3 Viskositas dan Densitas pada Kolom Distilasi (MD-301)

Kondisi	Viskositas (cP)	Densitas, ρ (Kg/m ³)
<i>Feed</i> masuk	0,4513	15,9609

<i>Top</i>	0,4014	31,879
<i>Bottom</i>	0,3721	1.292,3014

Tabel LD.3.4 Fraksi Mol Campuran pada Kolom Distilasi (MD-301)

Kompenen	Feed	Top	Bottom
Metil klorida	0,0213	0,0675	0,0001
Klorin	0,0000	0,0000	0,0000
Metilen klorida	0,6847	0,0000	0,0000
Hidrogen klorida	0,2940	0,9325	0,9999

Menentukan kondisi operasi dengan menggunakan metode *McCabe-Thiele*. Berikut langkah menentukan kondisi operasi sebagai berikut:

1. Pengenalan dan Asumsi

Metode grafik-matematika dapat ditentukan dengan nomor *tray* teoritis atau *stage* yang dibutuhkan untuk pemisahan campuran komponen A dan B digunakan metode *McCabe-Thiele*. Metode yang digunakan kesetimbangan massa sekitar bagian tower, yang digunakan untuk garis operasi kesetimbangan xy. Persamaan kesetimbangan massa total:

$$F = D+W \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-3})$$

Persamaan kesetimbangan massa komponen:

$$FxF = Dx D + WxW \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-4})$$

2. Perhitungan Bagian *Enriching (Enriching Section)*

Section enriching merupakan perhitungan pada bagian atas menara distilasi dari umpan masuk.

Persamaan kesetimbangan total:

$$V_{n+1} = L_n + D \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-5})$$

Persamaan kesetimbangan komponen:

$$V_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n + DxD \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-6})$$

Persamaan menentukan garis operasi *enriching*

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{DxD}{V_{n+1}} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-7})$$

Dengan slope = $R/(R+1)$, dan intersept garis pada $x = 0$, $y = x_D/(R+1)$

3. Perhitungan Bagian *Stripping* (*Stripping Section*)

Section stripping merupakan perhitungan pada bagian bawah menara distilasi dari umpan masuk.

Persamaan kesetimbangan total:

$$V_{m+1} = L_m - D \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-9})$$

Persamaan kesetimbangan komponen:

$$V_{m+1} y_{m+1} = L_m x_m + D x_w \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-10})$$

Persamaan menentukan garis operasi *enriching*

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} x_m + \frac{W x_w}{V_{m+1}} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-11})$$

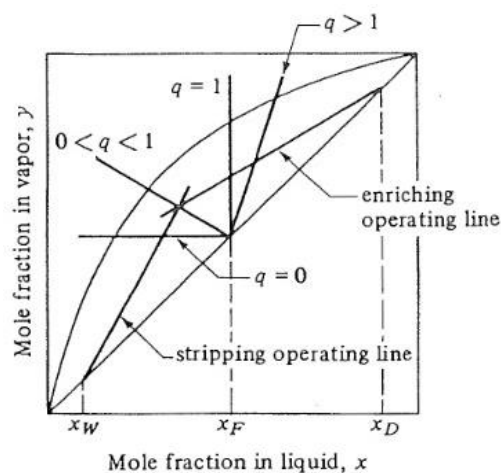
Dengan $\text{slope} = L_m/(V_{m+1})$, dan intersept garis pada $x = 0$,

$$y = -W x_w / V_{m+1}$$

4. Pengaruh dari Kondisi *Feed*

$$q = \frac{H_v - H_f}{H_v - H_l} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-7})$$

Berikut gambar garis operasi dari q line:



Gambar D.3.2 Lokasi dari q line pada berbagai kondisi: cairan dibawah titik didih ($q > 1$), cairan pada titik didih ($q = 1$), cairan+uap ($0 < q < 1$), *saturated vapor* ($q = 0$)

D.3.4 Perhitungan Kondisi Operasi

Neraca massa total :

$$\begin{aligned} \text{Aliran } feed &= \text{Aliran Distilat} + \text{Aliran } Bottom \\ F &= D + W \\ 10.106,22 \text{ kg/jam} &= 4.652,04 \text{ kg/jam} + W \\ W &= 14.754,44 \text{ kg/jam} - 4.652,04 \text{ kg/jam} \\ W &= 10.102,40 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa bagian *Top product (section enriching)* :

$$\begin{aligned} \text{Rasio refluks (R)} &= 1 \\ R &= \frac{L_n}{D} \\ L_n &= 1 \times 4.652,04 \text{ kg/jam} \\ &= 4.652,04 \text{ kg/jam} \\ V_{n+1} &= L_n + D \\ &= 4.652,04 \text{ kg/jam} + 4.652,04 \text{ kg/jam} \\ &= 9.304,08 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa bagian *Top product (enriching section)*:

$$\begin{aligned} X_D &= 0,99 \\ Y &= \frac{X_D}{R+1} \\ &= \frac{0,99}{1+1} \\ &= 0,4950 \end{aligned}$$

Neraca massa bagian *Bottom product (stripping section)*:

$$\begin{aligned} W &= 10.102,40 \text{ kg/jam} \\ L_m &= F \\ &= 14.754,44 \text{ kg/jam} \\ V_{m+1} &= L_m - W \\ &= 14.754,44 \text{ kg/jam} - 10.102,40 \text{ kg/jam} \\ &= 4.652,04 \text{ kg/jam} \\ \text{Dengan } slope &= L_m/W_{m+1} \text{ dari } intersept \text{ garis pada } x = 0 \\ \text{Dengan } slope &= \frac{L_m}{(V_{m+1})} \end{aligned}$$

$$= \frac{14.754,44}{4.652,04}$$

$$= 3,17$$

Kemiringan *q line* = slope L_m/V_{m+1}

= slope $\tan \alpha$

$$2,54 = \tan \alpha$$

$$\text{Inf. Tan } 2,54 = 72,50^\circ$$

1. Menghitung Jumlah *Tray* Distilasi

Feed = 244,13 kmol/jam = 244.126,35 mol/jam

Tekanan (P) = 3 atm = 2.280,00 mmHg

Tabel LD.3.5 Fraksi Mol Umpan Masuk

Feed	
Komponen	Mol Fraksi
(A) Metil klorida	0,0213
(B) Klorin	0,0000
(C) Metilen klorida	0,6847
(D) Hidrogen klorida	0,2940

Untuk komponen D sebagai *light key* : Hidrogen Klorida

Untuk komponen C sebagai *heavy key* : Metilen Klorida

Tabel LD.3.6 Neraca Massa Distilasi

Komponen	Feed		Distilat		Bottom	
	X_iF	$X_iF.F$ (mol/jam)	Y_iD	$Y_iD.D$ (mol/jam)	X_iW	$X_iW.W$ (mol/jam)
A	0,02 13	5.199,89	0,00 52	350,99	0,02 74	4.848,90
B	0,00 00	0,00	0,00 00	0,00	0,00 00	0,00
C	0,68 47	167.153,31	0,00 02	16,72	0,94 52	167.136,60
D	0,29	71.773,15	0,99	66.928,46	0,02	4.844,69

	40		45		74	
Total	1,00	244.126,35	1,00	67.296,17	1,00	176.830,18

Untuk menentukan temperatur maka perlu di trial temperatur *dew point* pada tekanan 760 mmHg. Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\ln P = A + \frac{B}{T+C} + (D \times \ln T) + (E \times T^F)$$

Konstanta untuk tiap-tiap komponen dapat dilihat pada berikut :

Tabel LD.3.7 Konstanta Tekanan Uap

Komponen	A	B	C	D	E
Metil klorida	25,726	-1.750,3	-6,7151	-1,2950E-09	4,4341E-06
Klorin	28,8659	-1.674,5	-8,5216	5,3792E-03	-7,7867E-13
Metilen klorida	32,561	-2.516,6	-8,8015	1,2930E-10	3,3194E-06
Hidrogen klorida	43,5455	-1.627,9	-15,214	1,3783E-02	-1,4984E-11

Sumber: (Carl Yaws, 1996)

2. Menentukan Temperatur Dew Point

Pada keadaan *dew point*, $\sum x_i = \sum (y_i/K_i) = 1$. Dengan cara *trial* T pada tekanan 760 mmHg hingga $\sum x_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur *dew point* distilat. Dengan menggunakan program *solver-excel* maka diperoleh hasil seperti pada tabel berikut.

Tabel LD.3.8 Hasil *Trial* untuk Penentuan *Dew Point* Destilat

Komponen	Tekanan Parsial	K_i = P_i/P	α_i = K_i/K_c	Y_{iD}/α_i	X_i
	Komponen (mmHg)				
	P_i	K_i	α_i		
Metil klorida	43,37	0,06	74,28	0,0001	0,091 4
Klorin	79,84	0,11	136,76	0,0000	0,000 0
Metilen klorida	0,58	0,00	1,00	0,0002	0,323 3

Hidrogen klorida	1.291,36	1,70	2.211,85	0,0004	0,585 3
Total	1.415,15			0,0008	1,000 0

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$T_{\text{trial}} = -75,16^{\circ}\text{C} (197,99 \text{ K})$$

Trial temperatur digunakan metode *goal seek* pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai Xi harus 1.

3. Menentukan Temperatur *Bubble Point*

Pada keadaan *bubble point*, $\sum y_i = \sum (K_i \cdot x_i) = 1$. Dengan cara *trial* T pada tekanan 760 mmHg hingga $\sum y_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur *bubble point* distilat. Dengan menggunakan program *solver-excel* maka diperoleh hasil seperti pada Tabel LD.3.9 berikut.

Tabel LD.3.9 Hasil *Trial* untuk Penentuan *Bubble Point* Destilat

Komponen	Tekanan Parsial	$K_i = P_i/P$	$\alpha_i = K_i/K_c$	$\alpha_i \cdot X_i^W$	Yi
	Komponen (mmHg)				
	Pi	Ki	α_i		
Metil klorida	2.085,70	2,74	13,31	0,3648	0,0752
Klorin	2.964,15	3,90	18,91	0,0000	0,0000
Metilen klorida	156,76	0,2062	1,00	0,9452	0,1949
Hidrogen klorida	20.251,15	26,65	129,19	3,5394	0,7299
Total	25.457,76			4,8494	1,0000

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$T_{\text{trial}} = 2,05^{\circ}\text{C} (275,20 \text{ K})$$

Trial temperatur digunakan metode *goal seek* pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai Yi harus 1.

4. Relatif Volatilitas Rata-Rata (α_{avg})

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}}$$

Tabel LD.3.10 Nilai α_{avg} Tiap Komponen

Komponen	□ top	□ bottom	□ □ avg
Metil klorida	74,2791	13,3050	31,4370
Klorin	136,7576	18,,9089	50,8519
Metilen klorida	1,00	1,00	1,00
Hidrogen klorida	2.211,8495	129,1858	534,5461
Total	2.423,8853	162,3997	617,8350

5. Menghitung Jumlah *Stage* Minimum (Nm)

$$Nm = \frac{\log \left(\left(\frac{X_{LK,D}}{X_{HK,D}} \right) \left(\frac{X_{HK,W}}{X_{LK,W}} \right) \right)}{\log \alpha_{avg, LK}}$$

$$Nm = \frac{\log \left(\left(\frac{0,9945}{0,0002} \right) \left(\frac{0,9452}{0,0274} \right) \right)}{\log 534,5461}$$

$$Nm = 1,88 \text{ plate}$$

6. Menentukan Refluk Rasio Minimum (Rm)

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum adalah dengan persamaan Underwood :

$$\sum \frac{\alpha_i X_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

Karena *feed* yang masuk adalah *liquid* pada *boiling point*, maka $q = 1$.

Persamaannya menjadi :

$$\sum \frac{\alpha_i X_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 0$$

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan Underwood :

$$\sum \frac{\alpha_i X_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = Rm + 1$$

Untuk menghitung nilai refluks minimum dicari dengan cara trial nilai θ sampai diperoleh nilai persamaan diatas sama dengan nol. Maka perlu diketahui sebelumnya nilai α_i untuk mengetahui nilai θ , diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel LD.3.11 Hasil Penentuan α_i

Komponen	Ki	α_i	XiF	YiD
Metil klorida	0,57	26,27	0,0213	0,0052
Klorin	0,89	41,26	0,00	0,00
Metilen klorida	0,02	1,00	0,6847	0,0002
Hidrogen klorida	8,45	391,38	0,2940	0,9945
Total			1,0000	1,0000

Temperatur rata-rata pada *dew point* dan *bubble point* = $-36,56^\circ\text{C}$ (236,59 K)

Nilai untuk θ diasumsikan dan berada di antara nilai α_L s/d α_H . Untuk mencari nilai θ yaitu dengan menggunakan program *solver excel* metode *goal seek*. Sehingga didapat:

Hasil trial $\theta = 3,1360$

Maka,

$$1-q = \sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

$$1-q = 0,00001$$

Maka untuk nilai refluks rasio minimum, adalah:

$$R_m = \sum \frac{\alpha_i Y_{iD}}{\alpha_i - \theta} - 1$$

$$R_m = 1,0084$$

Rasio refluks minimum dengan menggunakan metode Underwood adalah 0,0314.

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 R_m , sehingga dipilih:

$$R_{\text{operasi}} = 1,2 \times R_m$$

$$R_{\text{operasi}} = 1,2 \times 1,0084$$

$$R_{\text{operasi}} = 1,2101$$

7. Penentuan Jumlah Stage Ideal

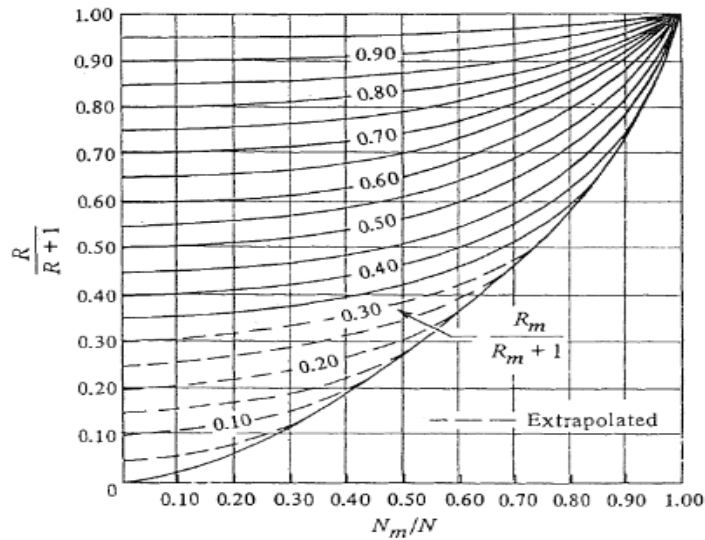
Jumlah *stage* teoritis pada rasio refluks operasi $R = 1,2 R_m$ menggunakan korelasi Erbar-Madox

$$R_{\text{operasi}} = 1,2 R_m$$

$$R_{\text{operasi}} = 1,2101$$

$$\frac{R_{\text{operasi}}}{R_{\text{operasi}} + 1} = \frac{1,2101}{1,2101 + 1} = 0,5475$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{1,0084}{1,0084 + 1} = 0,5021$$



Gambar D.3.3 Grafik Penentuan *Stage* Ideal

Dari fig. 11.7-3 Geankoplis, diperoleh :

$$N_m/N = 0,10$$

$$N = \frac{N_m}{0,31}$$

- N = 19 plate (termasuk reboiler)
- = 18 plate (tidak termasuk reboiler)

8. Menentukan Letak *Plate* Umpan Masuk

Untuk menentukan lokasi *feed tray* dengan persamaan Kirkbride :

$$\text{Log} \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left(\left(\frac{X_{Hk,F}}{X_{Lk,F}} \right) \frac{W}{D} \left(\frac{X_{Lk,W}}{x_{Hk,D}} \right)^2 \right)$$

$$\text{Log} \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left(\left(\frac{0,6847}{0,2940} \right) \frac{176.830,18}{67.296,17} \left(\frac{0,9945}{0,9452} \right)^2 \right)$$

$$\text{Log} \frac{N_e}{N_s} = 0,1794$$

$$N_e = 1,5116 N_s \dots\dots\dots(1)$$

Jumlah plate termasuk reboiler = 19 plate, sedangkan jumlah plate tanpa reboiler adalah 18 plate

$$N = N_e + N_s$$

$$N_s = N - N_e$$

$$N_s = 18 - N_e \dots\dots\dots(2)$$

Substitusikan persamaan (2) kedalam persamaan (1), sehingga:

$$N_e = 1,0123 (18 - N_e)$$

$$N_e + 1,0123 N_e = 1,0123 \times 18$$

$$N_e = 11$$

Jadi, lokasi *stage* umpan dengan metode Kirkbride diperoleh pada stage 11 dari bawah.

D.3.5 Menentukan Spesifikasi Kolom Distilasi

1. Jarak Antar Tray

Tinggi *tray spacing* pada umumnya antara 0,3–0,6m (Coulson, 1983).

Diambil *tray spacing* = 0,55 m.

a. Laju alir massa bagian atas

$$\text{Feed, } F = 14.754,44 \text{ kg/jam} = 4,10 \text{ kg/s}$$

$$\text{Top product, } D = 4.652,04 \text{ kg/jam} = 1,29 \text{ kg/s}$$

$$\text{Vapor rate, } V = 5.629,21 \text{ kg/jam} = 1,56 \text{ kg/s}$$

$$\text{Liquid rate, } L = 10.281,25 \text{ kg/jam} = 2,86 \text{ kg/s}$$

b. Laju alir massa bagian bawah

$$\text{Bottom product, } W = 10.102,50 \text{ kg/jam} = 2,81 \text{ kg/s}$$

$$\text{Vapor rate, } V' = 14,933,19 \text{ kg/jam} = 4,15 \text{ kg/s}$$

$$\text{Liquid rate, } L' = 25.035,69 \text{ kg/jam} = 6,95 \text{ kg/s}$$

2. Liquid – Vapour Flow Factor (F_{LV})

$$F_{LV} = \frac{mL}{mV} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \dots\dots\dots (\text{Coulson, 1983})$$

Keterangan :

F_{LV} = *Liquid-vapour flow factor*

mL = Laju alir massa cairan (kg/jam)

mV = Laju alir massa uap (kg/jam)

ρ_V = Densitas uap (kg/m³)

ρ_L = Densitas cairan (kg/m³)

a. Liquid – Vapour Flow Factor, Bagian Atas ($F_{LV, Top}$)

Diketahui :

$$mL, Top = 0,83 \text{ kg/s}$$

$$mV, Top = 1,51 \text{ kg/s}$$

$$\rho_{\text{vapor}, Top} = 2,35 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{liquid}, Top} = 937,68 \text{ kg/m}^3$$

$$F_{LV, Top} = \frac{0,83}{1,51} \sqrt{\frac{2,35}{870,63}}$$

$$F_{LV, Top} = 0,028$$

b. Liquid – Vapour Flow Factor, Bagian Bawah ($F_{LV, Bottom}$)

Diketahui :

$$mL, Bottom = 7,47 \text{ kg/s}$$

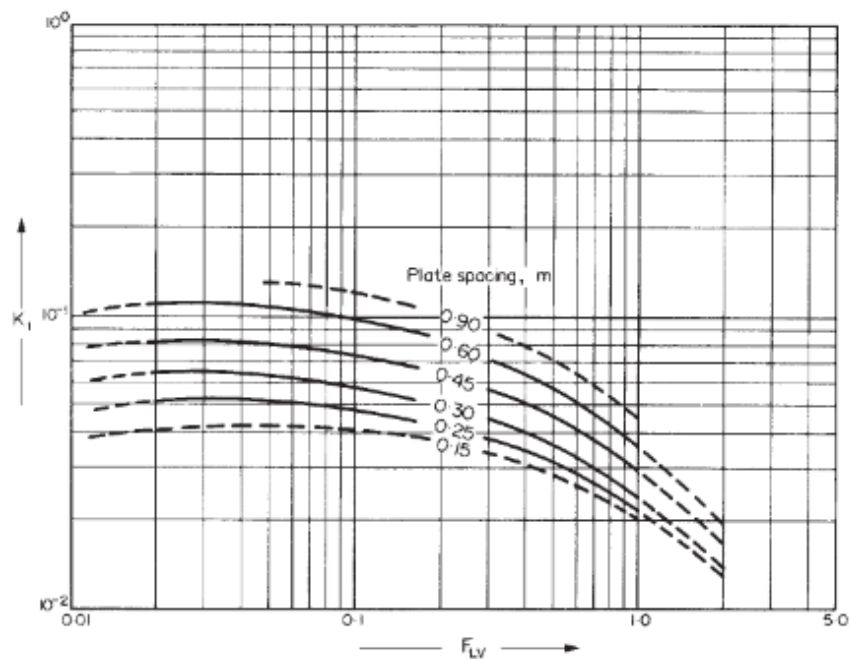
$$mV, Bottom = 3,41 \text{ kg/s}$$

$$\rho_{\text{vapor}, Top} = 3,14 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{liquid}, Top} = 1.300,49 \text{ kg/m}^3$$

$$F_{LV, Bottom} = \frac{7,47}{3,41} \sqrt{\frac{3,14}{1.300,49}}$$

$$F_{LV, Bottom} = 0,107$$



Gambar D.3.4 Grafik *Flooding Velocity Sieve Tray*

Dari Gambar untuk *plate spacing* = 0,55 m dan $F_{LV, Top}$ dan $F_{LV, Bottom}$, maka diperoleh nilai $K_{1, Top} = 0,970$ dan $K_{1, Bottom} = 0,083$ (Coulson, 1983).

3. Menentukan Kecepatan *Flooding* (u_f)

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho^l - \rho^v}{\rho^v}} \quad (\text{Coulson, 1983, pers 11.81})$$

Keterangan:

u_f = Kecepatan *flooding* (m/s)

K_i = konstanta

a. Kecepatan *flooding* bagian atas ($u_{f,Top}$)

$$\begin{aligned} u_{f, top} &= 0,97 \sqrt{\frac{870,63 \text{ kg/m}^3 - 2,35 \text{ kg/m}^3}{2,35 \text{ kg/m}^3}} \\ &= 18,661 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70-90% dari kecepatan *flooding* (Coulson,1983), untuk perancangan diambil $u_v = 85\% u_f$

Kecepatan uap pada bagian atas (*top*):

$$\begin{aligned} u_{v,top} &= 85\% \times u_{f,top} \\ &= 85\% \times 18,661 \text{ m/s} \\ &= 15,862 \text{ m/s} \end{aligned}$$

b. Kecepatan *flooding* bagian bawah ($u_{f,Bottom}$)

$$\begin{aligned} u_{f, bottom} &= 0,083 \sqrt{\frac{1.300,49 \text{ kg/m}^3 - 3,14 \text{ kg/m}^3}{2,35 \text{ kg/m}^3}} \\ &= 1,952 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70-90% dari kecepatan *flooding* (Coulson,1983), untuk perancangan diambil $u_v = 85\% u_f$

Kecepatan uap pada bagian bawah (*bottom*):

$$\begin{aligned} u_{v,bot} &= 85\% \times u_{f,bottom} \\ &= 85\% \times 1,952 \text{ m/s} \\ &= 1,656 \text{ m/s} \end{aligned}$$

4. Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum (Q_v maks)

$$Q_{V\text{maks}} = \frac{V}{\rho v}$$

Keterangan:

$U_{V\text{maks}}$ = laju alir volumetrik maksimum (m^3/s)

V = laju alir massa uap (kg/jam)

a. Laju alir volumetrik maksimum bagian atas:

$$\begin{aligned} Q_{V\text{maks top}} &= \frac{1,51 \text{ kg/jam}}{2,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600} \\ &= 0,64 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

b. Laju alir volumetrik maksimum bagian bawah:

$$\begin{aligned} Q_{V\text{maks bottom}} &= \frac{3,41 \text{ kg/jam}}{3,14 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600} \\ &= 1,09 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

5. Menentukan Luas Area Netto untuk Kontak Uap-Cair (A_n)

$$A_n = \frac{Q_v}{U_v}$$

Keterangan :

A_n = Luas area Netto (m^2)

Q_v = Laju alir volumetrik (m^3/s)

U_v = Kecepatan uap (m/s)

a. Luas area netto bagian atas (*top*):

$$\begin{aligned} A_{n,\text{top}} &= \frac{2,04}{1,350} \\ &= 1,52 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

b. Luas area netto bagian bawah (*bottom*):

$$\begin{aligned} A_{n,\text{bot}} &= \frac{1,97}{0,636} \\ &= 3,10 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

6. Menentukan Luas Penampang Lintang Menara

Menghitung luas penampang lintang menara:

$$A_c = \frac{A_n}{1 - A_d}$$

Luas penampang *downcomer* (A_d) = 20% dari luas keseluruhan, sehingga:

$$\begin{aligned} A_{c,top} &= \frac{A_n}{1 - A_d} \\ &= \frac{1,30}{1 - 0,2} \\ &= 3,53 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{c,bot} &= \frac{A_n}{1 - A_d} \\ &= \frac{1,52}{1 - 0,2} \\ &= 1,73 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

7. Menentukan Diameter Menara (D_c) Berdasarkan Kecepatan *Flooding*

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}}$$

Diameter menara bagian atas (top):

$$\begin{aligned} D_{c,top} &= \sqrt{\frac{4 \times 3,53}{3,14}} \\ &= 2,12 \text{ m} \end{aligned}$$

Diameter menara bagian bawah (*bottom*):

$$\begin{aligned} D_{c,bot} &= \sqrt{\frac{4 \times 1,75}{3,14}} \\ &= 1,50 \text{ m} \end{aligned}$$

8. Menentukan Jenis Aliran (*Flow Pattern*)

Kecepatan volumetrik maksimum cairan:

$$Q_{L,B} = \frac{L_{w,B}}{\rho_{L,B}}$$

Keterangan:

$Q_{L,B}$ = Laju alir volumetrik bagian *bottom* (m^3/s)

L_w = Laju alir massa cairan bagian *bottom* (kg/s)

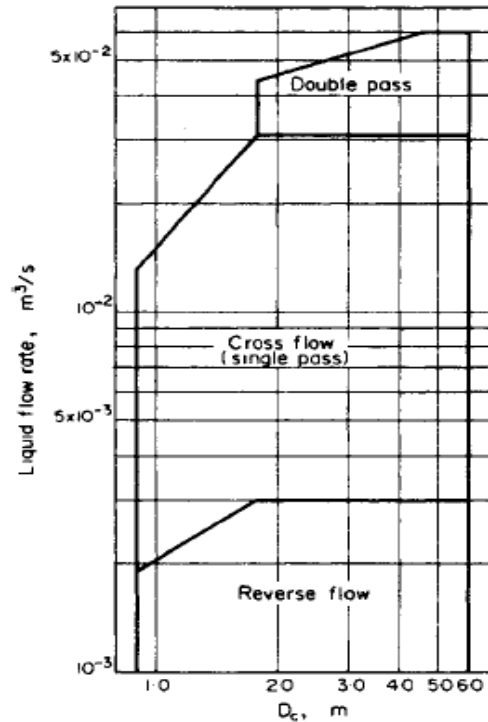
ρ_L = Densitas cairan bagian *bottom* (kg/m^3)

Kecepatan volumetrik maksimum cairan bawah (*bottom*):

$$Q_{L,B} = \frac{7,47 \text{ kg/s}}{1.300,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,005 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dari Fig. 11.28 (Coulson, 1983) untuk $Q_{LB} = 0,005 \text{ m}^3/\text{s}$, maka jenis alirannya adalah *cross flow (single pass)*



Gambar D.3.5 Grafik *Selection of liquid-flow Arrangement*

9. Perancangan Tray

$$\begin{aligned} \text{Tray spacing} &= 0,55 \text{ m} \\ \text{Diameter menara, } D_c &= 1,50 \text{ m} \\ \text{Luas tray (} A_c \text{)} &= (\pi/4 \times D_c^2) \\ &= 1,77 \text{ m}^2 \\ \text{Luas downcomer (} A_d \text{)} &= 0,12 \times A_c \\ &= 0,21 \text{ m}^2 \\ \text{Luas netto (} A_n \text{)} &= A_c - A_d \\ &= 1,55 \text{ m}^2 \\ \text{Luas aktif (} A_a \text{)} &= A_c - 2 A_d \\ &= 1,34 \text{ m}^2 \\ \text{Luas hole (} A_h \text{)} &= 10\% A_a \end{aligned}$$

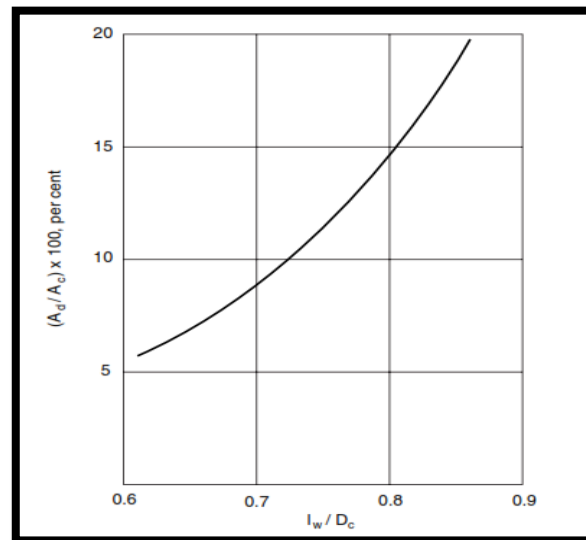
$$= 0,134 \text{ m}^2$$

Dari Gambar D.3.6 untuk $(A_d/A_c) \times 100\% = 12$ maka:

$$l_w/D_c = 0,76$$

$$\text{Panjang weir } (l_w) = 0,76 \times D_c$$

$$= 1,14 \text{ m}$$



Gambar D.3.6 Grafik Penentuan Panjang *Weir*

a. Tinggi *Weir* (h_w)

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi weir yang digunakan antara 40-90 mm. Tinggi *weir* yang direkomendasikan adalah antara 40–50 mm (Coulson,1983). Tinggi weir yang digunakan (h_w) = 50 mm = 0,05 m (0.16404 ft).

b. Diameter *Hole* (d_h)

Diameter *hole* yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 12 mm, dan yang direkomendasikan adalah 5 mm (Coulson, 1983). Diameter *hole* yang digunakan = 12 mm = 0,012 m .

c. *Hole Pitch*

Hole pitch sebaiknya tidak kurang dari 2 *hole* diameter dan normlanya digunakan antara 2,5-25 mm diameter.

d. Tebal *Tray*

Untuk bahan *carbon steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in), sedangkan untuk bahan *stainless steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 3 mm.

Untuk menara distilasi ini digunakan bahan *carbon steel*, sehingga tebal *plate* yang digunakan = 5 mm = 0,005 m (Coulson, 1983).

10. Pengecekan *Weeping Rate*

Maksimum liquid rate ($L_{w,max}$)

$$\begin{aligned} L_{w, \max} &= \frac{L}{3600} \\ L_{w, \max} &= \frac{2.975,94 \text{ kg/jam}}{3600} \\ &= 0,83 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Minimum *liquid rate* pada *turn down ratio* = 70%

$$\begin{aligned} L_{w, \min} &= 70\% \times L_{w, \max} \\ &= 0,7 \times 0,83 \text{ kg/s} \\ &= 0,58 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Tinggi *weir liquid crest* (h_{ow})

$$h_{ow} = 750 \times \frac{L_w}{\rho_L \times I_w}$$

Keterangan :

L_w = *liquid flow rate*, kg/s

I_w = panjang *weir*, m

ρ_L = densitas *liquid*, kg/m³

h_{ow} = *weir crest*, mm liquid

a. Menara Bagian Atas

$$\begin{aligned} h_{ow, \max} &= 750 \times \left[\frac{L_{w, \max}}{\rho_L \cdot I_w} \right]^{2/3} \\ &= 750 \times \left[\frac{0,83 \text{ kg/s}}{870,63 \text{ kg/m}^3 \times 1,14 \text{ m}} \right]^{2/3} \\ &= 6,6392 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

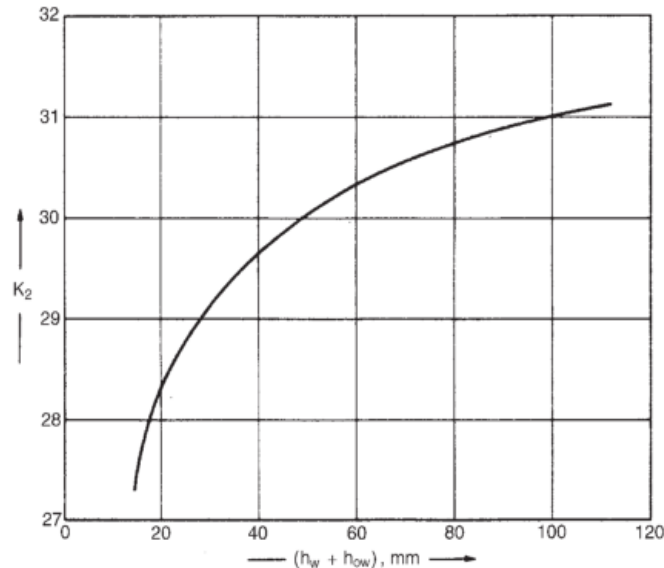
$$\begin{aligned} h_{ow, \min} &= 750 \left[\frac{L_{w, \min}}{\rho_L \cdot I_w} \right]^{2/3} \\ &= 750 \left[\frac{0,58 \text{ kg/s}}{870,63 \text{ kg/m}^3 \times 1,14 \text{ m}} \right]^{2/3} \\ &= 5,23 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Pada rate minimum $h_w + h_{ow} = 50 \text{ mm} + 5,23 \text{ mm}$

$$= 55,23 \text{ mm liquid}$$

Dari Fig. 11.30 Coulson 1983, nilai K_2 diperoleh sebagai berikut:

$$K_2 = 30,20$$



Gambar D.3.7 Weep Point Correlation

Minimum design vapour velocity (\hat{u}_h)

$$\hat{u}_h = \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

Keterangan :

u_h = kecepatan uap minimum desain, m/s

K_2 = konstanta

dh = diameter hole, mm

ρ_v = densitas uap, kg/m^3

$$\begin{aligned} \hat{u}_h &= \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{1/2}} \\ &= \frac{[30,20 - 0,90 (25,4 - 12 \text{ m})]}{(2,35 \text{ kg/m}^3)^{1/2}} \\ &= 11,84 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Actual minimum vapour velocity (U_v , min actual)

$$\begin{aligned} U_{am} &= \frac{Q_{vtop}}{Ah} \\ &= \frac{0,64}{0,134} \end{aligned}$$

$$= 4,79 \text{ m/s}$$

b. Menara bagian bawah

$$\begin{aligned} h_{\text{ow,max}} &= 750 \times \left[\frac{L_{w,\text{maks}}}{\rho_L \cdot I_w} \right]^{2/3} \\ &= 750 \times \left[\frac{0,83 \text{ kg/s}}{1.300,49 \text{ kg/m}^3 \times 1,14 \text{ m}} \right]^{2/3} \\ &= 5,08 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{ow, min}} &= 750 \left[\frac{L_{w,\text{min}}}{\rho_L \cdot I_w} \right]^{2/3} \\ &= 750 \left[\frac{0,58 \text{ kg/s}}{1.300,49 \text{ kg/m}^3 \times 1,14 \text{ m}} \right]^{2/3} \\ &= 4,01 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pada rate minimum } h_w + h_{\text{ow}} &= 50 \text{ mm} + 4,01 \text{ mm} \\ &= 54,01 \text{ mm} \end{aligned}$$

Dari Fig. 11.30 (Coulson,1983), maka diperoleh :

$$K_2 = 30,20$$

Minimum design vapour velocity (\hat{u}_h)

$$\begin{aligned} \hat{u}_h &= \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}} \\ \hat{u}_h &= \frac{[30,20 - 0,90 (25,4 - 12)]}{(2,35)^{1/2}} \\ &= 11,84 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Actual minimum vapour velocity (U_v , min actual)

$$\begin{aligned} U_{\text{am}} &= \frac{Q_{v\text{bot}}}{A_h} \\ &= \frac{0,64}{0,134} \\ &= 4,79 \text{ m/s} \end{aligned}$$

11. Plate Pressure Drop

a. Menara Bagian Atas

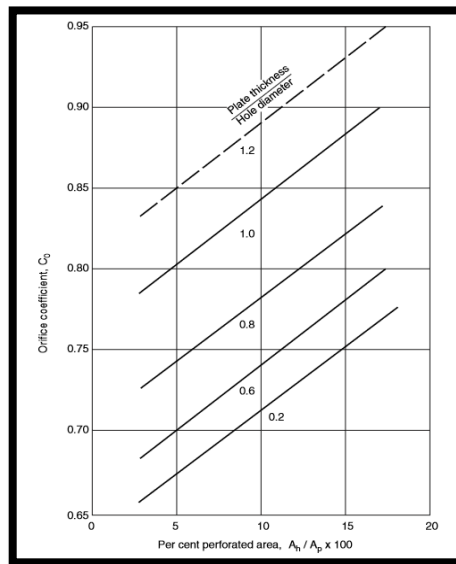
Jumlah maksimum vapour yang melewati hole (\hat{U}_h)

$$\hat{U}_h = \frac{Q_{v,\text{maks}}}{A_h}$$

$$= \frac{0,64 \text{ m}^3/\text{s}}{0,134 \text{ m}^2}$$

$$= 4,79 \text{ m/s}$$

Dari Figure 11.34 JM. Couldson ed 6, untuk:



Gambar D.3.8 Discharge Coefficient, sieve plate

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{hole diameter}} = \frac{5}{12} = 0,42$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} = 0,12$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 12$$

Sehingga didapat nilai Orifice coefficient (C_o) = 0,73

Dry platedrop (hd)

$$h_d = 51 \times \left[\frac{u_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

Keterangan :

u_h = Kecepatan uap maksimum melewati hole (m/s)

A_h = Luas hole (m²)

$U_{v,\text{bottom}}$ = Laju alir volumetrik uap maksimum bagian bottom (m³/s)

ρ_v = densitas uap bagian Top (kg/m³)

ρ_L = densitas liquid bagian Top (kg/m³)

C_o = orifice coefficient hd = Dry plate drop (mm)

h_d = Dry plate drop (mm)

$$h_d = 51 \times \left[\frac{\hat{u}h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

$$h_d = 51 \times \left[\frac{4,79}{0,73} \right]^2 \frac{2,35}{870,63}$$

$$= 5,93 \text{ mm liquid}$$

Residual head (h_r)

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L}$$

Keterangan :

h_r = residual head (mm)

ρ_L = densitas liquid bagian *bottom* (kg/m³)

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{870,63}$$

$$= 14,36 \text{ mm liquid}$$

Total pressure drop (h_t)

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$$

$$= 5,93 + 55,23 + 14,36$$

$$= 75,52 \text{ mm liquid}$$

$$= 0,08 \text{ m}$$

$$\Delta P_t = 9,81 \times 10^{-3} \times h_t \times \rho_L$$

$$= 9,81 \times 0,001 \times 75,52 \times 870,63$$

$$= 645,00 \text{ Pa}$$

$$= 0,006 \text{ atm}$$

b. Menara Bagian Bawah

Jumlah maksimum vapour yang melewati hole ($\hat{U}h$)

$$\hat{U}h = \frac{Q_{v,maks}}{A_h}$$

$$\hat{U}h = \frac{1,09}{0,134}$$

$$= 8,11$$

Dari Figure 11.34 JM. Couldson ed 6, untuk:

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{hole diameter}} = \frac{5}{12} = 0,42$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} = 0,12$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 12$$

Sehingga didapat nilai Orifice coefficient (C_o) = 0,73

Dry plate drop (hd)

$$\begin{aligned} h_d &= 51 \times \left[\frac{\hat{u}_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \\ &= 51 \times \left[\frac{8,11}{0,73} \right]^2 \frac{3,14}{1.300,49} \\ &= 15,18 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Keterangan :

\hat{U}_h = Kecepatan uap maksimum melewati hole (m/s)

A_h = Luas hole (m²)

$U_{v,\text{bottom}}$ = Laju alir volumetrik uap maksimum bagian bottom (m³/s)

ρ_v = densitas uap bagian Bottom (kg/m³)

ρ_L = densitas liquid bagian Bottom (kg/m³)

C_o = orifice coefficient h_d

h_d = Dry plate drop (mm)

Residual head (hr)

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L}$$

Keterangan :

h_r = residual head (mm)

ρ_L = densitas liquid bagian *bottom* (kg/m³)

$$\begin{aligned} h_r &= \frac{12,5 \times 10^3}{1.300,49} \\ &= 9,61 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Total pressure drop (ht)

$$\begin{aligned} h_t &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 15,81 + 54,01 + 9,61 \\ &= 78,80 \text{ mm liquid} \\ &= 0,08 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_t &= 9,81 \times 10^{-3} \times h_t \times \rho_L \\
 &= 9,81 \times 0,001 \times 78,80 \times 1.300,49 \\
 &= 1.005,34 \text{ Pa} \\
 &= 0,010 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

12. Downcomer liquid backup

a. Menara Bagian Atas

Downcomer pressure loss (h_{ap})

Pada saat menara distilasi dioperasikan, diharapkan tidak terjadi *downcomer liquid back-up*. Besaran-besaran yang perlu dihitung untuk menentukan apakah terjadi *downcomer liquid back-up* atau tidak adalah :

$$\begin{aligned}
 h_{ap} &= h_w - (5 \text{ to } 10 \text{ mm}) \\
 h_{ap} &= h_w - (10 \text{ mm}) \\
 &= 50 - 10 \\
 &= 40 \text{ mm} \\
 &= 0,04 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Area under apron (A_{ap})

$$\begin{aligned}
 A_{ap} &= h_{ap} \cdot I_w \\
 &= 0,04 (1,14) \\
 &= 0,05 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Head loss in the downcomer (h_{dc})

$$\begin{aligned}
 h_{dc} &= 166 \times \left[\frac{L_{m,\max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 \\
 h_{dc} &= 166 \times \left[\frac{0,83}{870,63 \times 0,05} \right]^2 \\
 &= 0,07 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

Back up di downcomer (h_b)

$$\begin{aligned}
 h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\
 &= 54,01 + 75,52 + 0,07 \\
 &= 129,60 \text{ mm} \\
 &= 0,13 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$h_b < \frac{1}{2} (l_t + h_w) = 0,85 \text{ m}$$

Ketentuan bahwa nilai h_b harus lebih kecil dari (plate spacing + weir height)/2, telah terpenuhi. (J.M. Couldson.p.474)

b. Menara Bagian Bawah

Downcomer pressure loss (h_{ap})

Pada saat menara distilasi dioperasikan, diharapkan tidak terjadi downcomer liquid back-up. Besaran-besaran yang perlu dihitung untuk menentukan apakah terjadi downcomer liquid back-up atau tidak adalah :

$$h_{ap} = h_w - (5 \text{ to } 10 \text{ mm})$$

$$h_{ap} = h_w - (10 \text{ mm})$$

$$= 50 - 10$$

$$= 40 \text{ mm}$$

$$= 0,04 \text{ m}$$

Area under apron (A_{ap})

$$A_{ap} = h_{ap} \cdot I_w$$

$$= 0,04 (1,14)$$

$$= 0,05 \text{ m}^2$$

Head loss in the downcomer (h_{dc})

$$h_{dc} = 166 \times \left[\frac{L_{m,\max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2$$

$$h_{dc} = 166 \times \left[\frac{0,83}{1.300,49 \times 0,05} \right]^2$$

$$= 0,03 \text{ mm}$$

Back up di downcomer (h_b)

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

$$= 54,01 + 78,80 + 0,03$$

$$= 132,84 \text{ mm}$$

$$= 0,13 \text{ m}$$

$$h_b < \frac{1}{2} (l_t + h_w) = 0,85 \text{ m}$$

Ketentuan bahwa nilai h_b harus lebih kecil dari (plate spacing + weir

height)/2, telah terpenuhi. (J.M. Coulson.p.474)

13. *Check resident time (tr)*

a. Menara bagian atas

$$t_r = \frac{A_d \times h_b \times \rho_L}{L_{m,\text{maks}}}$$

Keterangan :

t_r = downcomer residence time, s

A_d = luas permukaan downcomer, m²

h_b = *clear liquid back-up*, m

ρ_L = rapat massa cairan, kg/m³

L_w = kecepatan massa cairan, kg/s

Jika $t_r > 3$ detik, maka tidak terjadi gelembung udara pada cairan yang masuk melalui downcomer

$$t_r = \frac{0,21 \times 0,13 \times 870,63}{0,83}$$

$$t_r = 28,93 \text{ s} > 3 \text{ detik}$$

Ketentuan bahwa nilai T_r harus lebih besar dari 3 s telah terpenuhi.

b. Menara bagian bawah

$$t_r = \frac{0,21 \times 0,13 \times 1.300,49}{0,83}$$

$$t_r = 44,29 \text{ s} > 3 \text{ detik}$$

Ketentuan bahwa nilai T_r harus lebih besar dari 3 s telah terpenuhi.

14. *Check Entrainment*

a. Menara bagian Atas

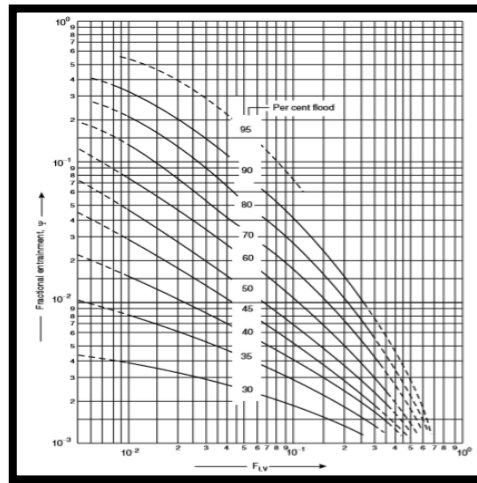
Entrainment dihitung dari % flooding, dengan persamaan :

$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u} \times 100\% \quad (\text{Coulson, 1986})$$

Keterangan :

u_v = kecepatan uap aktual, m/s

u_f = kecepatan uap perancangan, m/s



Gambar D.3.9 *Entrainment Correlation for sieve*

Persen *flooding actual*

$$u_v = \frac{U_{v,maks}}{A_n}$$

$$u_v = \frac{15,862}{1,55}$$

$$= 10,21 \text{ m/s}$$

$$\% \text{flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100$$

$$\% \text{flooding} = \frac{10,21 \text{ m/s}}{18,661 \text{ m/s}} \times 100$$

$$\% \text{flooding} = 54,69 \%$$

Untuk nilai $FL_v = 0,03$ dari Gambar 3.9 didapat nilai $\psi = 0,005$. ketentuan bahwa nilai ψ harus lebih kecil dari 0,1 telah terpenuhi.

b. Menara bagian Bawah

Entrainment dihitung dari % flooding, dengan persamaan :

$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u} \times 100\% \quad (\text{Coulson, 1986})$$

Keterangan :

u_v = kecepatan uap aktual, m/s

u_f = kecepatan uap perancangan, m/s

Persen *flooding actual*

$$u_v = \frac{U_{v,maks}}{A_n}$$

$$u_v = \frac{1,952}{1,55}$$

$$= 1,26 \text{ m/s}$$

$$\% \text{flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100$$

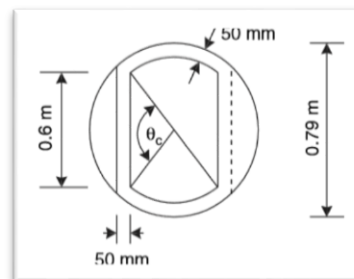
$$\% \text{flooding} = \frac{1,26 \text{ m/s}}{1,952 \text{ m/s}} \times 100$$

$$\% \text{flooding} = 64,34 \%$$

Untuk nilai $FL_v = 0,11$ dari Gambar 3.9 didapat nilai $\psi = 0,06$. ketentuan bahwa nilai ψ harus lebih kecil dari 0,1 telah terpenuhi.

15. *Layout Tray*

Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip* around tray edge dan 50 mm wide *calming zones*. Untuk $l_w/D_c = 0,16$, maka : $\theta_c = 93^\circ$ (Coulson, 1983).



Gambar D.3.10 *Layout Plate*

a. Derajat *tray edge*

$$(\alpha) = 180 - \theta_c$$

$$= 180^\circ - 98^\circ$$

$$= 82^\circ$$

$$I_w/D_c = 0,76$$

$$I_h/D_c = 0,22$$

b. Panjang rata-rata *unperforated edge strips*

$$L_{av} = \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (D_c - 0,05)$$

$$L_{av} = \frac{82}{180} \times 3,14 \times (1,50 - 0,05)$$

$$= 2,07 \text{ m}$$

c. Luas *unperforated edge strips*

$$\begin{aligned} (A_{up}) &= h_w \times L_{av} \\ &= 0,05 \times 2,07 \text{ m} \\ &= 0,10 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

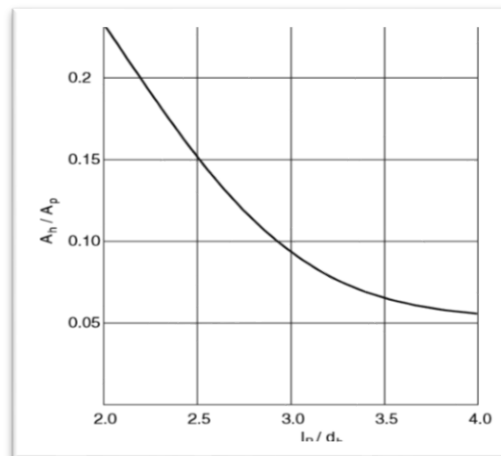
d. Luas *calming zone*

$$\begin{aligned} (A_{cz}) &= 2 \times h_w \times (l_w - (2 \times h_w)) \\ &= 2 \times 0,05 \times (1,14 - (2 \times 0,05)) \\ &= 0,104 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

e. Luas total tersedia untuk perforasi

$$\begin{aligned} A_p &= A_a - (A_{up} + A_{cz}) \\ &= 1,34 - (0,10 + 0,104) \\ &= 1,13 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{A_h}{A_p} &= \frac{0,134}{1,13} \\ &= 0,12 \end{aligned}$$



Gambar D.3.11 *Relation Between Hole Area and Pitch*

Dari Gambar 3.11 didapat nilai untuk A_h/A_p sebesar 0,12 maka diperoleh I_p/d_h sebesar 2,76 (Coulson, 1983).

f. *Hole pitch*

$$\begin{aligned} (I_p) &= \frac{I_p}{d_h} \times d_h \\ &= 2,76 \times 0,012 \text{ m} \end{aligned}$$

$$= 0,033 \text{ m}$$

g. Luas 1 lubang

$$\begin{aligned} &= \frac{\pi}{4} \times d_h^2 \\ &= 0,785 \times (0,012 \text{ m})^2 \\ &= 0,0001130 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

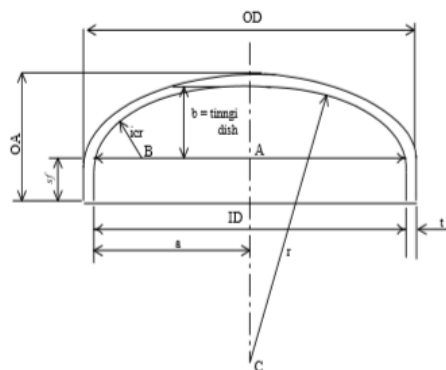
$$\begin{aligned} \text{Jumlah lubang} &= \frac{A_h}{\text{luas 1 lubang}} \\ &= \frac{0,134}{0,0001130} = 1.187,50 \text{ lubang} \end{aligned}$$

16. Spesifikasi Tray

Diameter tray (D_c)	= 1,50 m = 59,05 in
Diameter lubang (d_h)	= 0,012 m = 0.47 in
Hole pitch (l_p)	= 0,03 m = 1,30 in
Jumlah hole	= 1.187,50 lubang
Tray spacing	= 0,55m = 21,65 in
Tray thickness	= 0,005 m = 0.197 in
Panjang weir	= 1,14 = 34,88 in
Tinggi weir	= 0,05 m = 1,97 in
Material tray	= Carbon steel (SA-285) grade C
Material downcomer	= Carbon steel (SA-285) grade C

D.3.5 Mechanical Design

1. Menentukan Tebal Dinding dan head Menara



Gambar D.3.12 Torispherical Flanged and Dished Head

Keterangan:

t_h = Tebal *head* (in)

i_{cr} = *Inside corner radius* (in)

r = *Radius of dish* (in)

s_f = *Straight flange* (in)

OD = Diameter luar (in)

ID = Diameter dalam (in)

b = *Depth of dish* (in)

OA = Tinggi *head* (in)

a. Menentukan Tebal Shell

Data perhitungan:

$$P_{operasi} = 3 \text{ atm}$$

$$P_{design} = 1,2 \times P_{operasi}$$

$$= 3,60 \text{ atm}$$

$$= 52,9056 \text{ psi}$$

Material *Carbon Steel SA-285 grade C* (alasan pemilihan material : tahan terhadap korosifitas dan memiliki struktur kuat).

$$P = 52,9056 \text{ Psi}$$

$$F = 13.750 \text{ Psi} \quad (\text{Brownell and Young, 1959, Appendix D})$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$E = 0,85 \quad (\text{Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2})$$

$$r = 29,5275 \text{ in}$$

$$D = 59,0550 \text{ in}$$

Persamaan yang digunakan untuk menentukan tebal *shell* sebagai berikut:

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, pers. 13.11})$$

Keterangan:

t_s = Tebal shell (m)

P = Tekanan operasi (psi)

f = Allowable stress (psi)

r = Jari-jari shell (m)

E = Efisiensi pengelasan

C = Faktor korosi (in)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \times r}{F \times E - 0,6 \times P} + c \\ &= \frac{52,9056 \times 29,5275}{13.750 \times 0,85 - 0,6 \times 52,9056} + 0,125 \\ &= 0,2590 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal standar terdekat sesuai spek, yaitu untuk *shell*: 1/4 in = 0,250 in = 0,006350 m

b. Menentukan Tebal Head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + (2 \times t_s) \\ &= (59,0550) + (2 \times 0,2590) \\ &= 59,75 \text{ in} \\ &= 1,51 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 (Brownel, 1959), maka diperoleh:

$$i_{cr} = 3,63 \text{ in (0,09 m)}$$

$$r_c = 60 \text{ in (1,25 m)}$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{i_{cr}}} \right)$$

$$= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{60}{3,63}} \right)$$

$$= 1,77 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2 f_E - 0,2 P} + 0,0127$$

$$= 0,2400 \text{ in}$$

$t_{head \text{ standar}} = 3/16 \text{ in} = 0,19 \text{ in} = 0,015875 \text{ m}$ maka tebal yang digunakan:

$$t_{head} = 3/13 \text{ in (0,19 in)}$$

Untuk tebal *head* 3/16 in, berdasarkan Tabel 5.8 (Brownell dan Young, 1959) maka $sf = 1,5 - 2,5 \text{ in}$. Diambil $sf = 2 \text{ in}$

$$\begin{aligned} b &= r_c - \sqrt{(r_c - i_{cr})^2 - \left(\frac{\text{ID}}{2} - i_{cr}\right)^2} \\ &= 60 - \sqrt{(60 - 3,63)^2 - \left(\frac{59,055}{2} - 3,63\right)^2} \\ &= 9,93 \text{ in} = 0,25 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Tinggi Head (OA)

$$\begin{aligned} OA &= t_h + b + sf \\ &= (0,2400 + 9,93 + 2) \text{ in} \\ &= 12,17 \text{ in} = 0,31 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= r_i - icr \\ &= 29,5275 - 3,63 \text{ in} \\ &= 25,90 \text{ in} = 0,66 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r_c - icr \\ &= 60 - 3,63 \text{ in} \\ &= 56,37 \text{ in} = 1,43 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{56,37^2 - 25,90^2} \text{ in} \\ &= 50,07 \text{ in} = 1,27 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Tinggi Menara

Data perhitungan:

$$\text{Diameter kolom (D}_c) = 1,50 \text{ m} = 59,06 \text{ in}$$

$$\text{Luas kolom (A}_c) = 1,77 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head} &= 0,000049 D_c^3 \\ &= 0,000049 (1,50)^3 \\ &= 0,0002 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head pada sf} &= \pi/4 \times ID^2 \times sf \\ &= 3,14/4 \times (1,50)^2 \times (0,05) \\ &= 0,09 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total head} &= V_{\text{head tanpa sf}} + V_{\text{head pada sf}} \\ &= 0,0002 \text{ m}^3 + 0,09 \text{ m}^3 \\ &= 0,09 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Blank diameter} &= OD + OD/24 + 2 sf + 2/3 \cdot icr \\ &= 1,51 + 1,51/24 + 2 \times 0,05 + 2/3 (0,09) \\ &= 1,739 \text{ m} \end{aligned}$$

Untuk bagian *bottom* kolom:

$$Q = \frac{L}{\rho_L}$$

$$Q = \frac{26.909,87}{1.300,49}$$

$$Q = 20,64 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,34 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Waktu tinggal cairan di bawah *plate* terakhir : 5 - 10 menit (Ulrich, 1984).

Waktu tinggal cairan dipilih = 5 menit

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= Q \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0,34 \text{ m}^3/\text{menit} \times 5 \text{ menit} \\ &= 1,72 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam *shell* (H_L):

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= \frac{\pi}{4} Dc^2 H_L \\ H_L &= \frac{1,72}{(3,14/4) \times 1,50^2} \\ &= 0,98 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Tinggi Total Menara

$$\text{Jarak dari } \textit{plate} \text{ teratas} = 1 \text{ m} = 2.57546 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi penyangga menara} = 1 \text{ m} = 2.57546 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah } \textit{plate} = 18 \text{ buah}$$

$$\text{Tebal } \textit{plate} = 0,005 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi } \textit{head} \text{ dengan tebal } \textit{head} &= \text{OA} - \text{sf} \\ &= 12,17 - 2 \\ &= 10,17 \text{ in} = 0,03 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi di bawah } \textit{plate} \text{ terbawah} &= H_L + (\text{OA} - \text{sf}) \\ &= 0,98 + 0,03 \\ &= 1,00 \text{ m} = 39,46 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= (\text{Jarak dari } \textit{plate} \text{ teratas} + (\text{Jumlah } \textit{plate} - 1 \times \textit{Tray spacing}) \\ &\quad + \text{Tebal } \textit{plate} \times \text{jumlah } \textit{plate} + \text{Tinggi } \textit{head} \text{ dengan tebal } \\ &\quad \textit{head} + \text{Tinggi di bawah } \textit{plate} \text{ terbawah}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total } (H_v) &= (1 + (18 \times 0,55) + 0,005 \times 18 + 0,03 + 1,00) \\ &= 11,93 \text{ m} = 38,99 \text{ ft} = 469,73 \text{ in} \end{aligned}$$

D.3.6 Menentukan Perpipaan dan Nozzle Produk dan Umpan

a. Pipa feed menuju kolom distilasi

Diketahui:

$$G = 17.075,72 \text{ kg/jam} = 10,46 \text{ lb/s}$$

$$\mu = 0,4513 \text{ cP} = 0,00045 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho = 15,96 \text{ kg/m}^3 = 0,99 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{G}{\rho}$$

$$= \frac{10,46 \text{ lb/s}}{0,99 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 10,57 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diameter optimum ($D_{i, \text{ optimum}}$):

$$D_{i, \text{ optimum}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 (10,57)^{0,45} \times (0,99)^{0,13}$$

$$= 11,25 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844):

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/4	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/4	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1 1/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1 1/2	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 3/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2 1/2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
18	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
22	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

Gambar D.3.13 Dimensions of Steel Pipe (IPS)

<i>Nominal pipe standar (NPS)</i>	= 12 in
<i>Schedule number</i>	= 30 (standar)
ID	= 12,090 in
OD	= 12,75 in
Weight	= 43,8 lb
A	= 115,00 in ²

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{10,57 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,81 \text{ ft}^2} \\ &= 13,13 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times V}{\mu} \\ &= \frac{0,99 \times 1,00 \times 13,13}{0,00045} \\ &= 28.888,72 > 4000 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Berdasarkan spesifikasi pipa standar diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*. Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959.

Appendix. F item 1

<i>Size</i>	= 12 in
<i>OD of pipe</i>	= 12,75 in
<i>Flange nozzle thickness (n)</i>	= 0,50 in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (D_R)</i>	= 12,88 in
<i>Distance, shell to flange face, outside, J</i>	= 10,00 in
<i>Distance, shell to flange face, inside, K</i>	= 8 in
<i>Width of reinforcing plate, W</i>	= 35,00 in
<i>Length of side of reinforcing plate, L</i>	= 28,50 in

b. Pipa Gas Keluar dari Puncak Menara

Diketahui:

$$\begin{aligned} G &= 2.459,35 \text{ kg/jam} = 1,51 \text{ lb/s} \\ \mu &= 0,4014 \text{ cP} = 0,00040 \text{ lb/ft.s} \\ \rho &= 31,86 \text{ kg/m}^3 = 1,98 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{G}{\rho} \\
 &= \frac{1,51 \text{ lb/s}}{1,98 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 0,76 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Diameter optimum ($D_{i, \text{ optimum}}$):

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{ optimum}} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,8 (0,76)^{0,45} \times (1,98)^{0,13} \\
 &= 3,77 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844):

<i>Nominal pipe standar (NPS)</i>	= 14 in
<i>Schedule number</i>	= 40 (standar)
ID	= 4,026 in
OD	= 4,50 in
Weight	= 10,80 lb
A	= 12,70 in ²

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,76 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,09 \text{ ft}^2} \\
 &= 8,58 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times V}{\mu} \\
 &= \frac{1,98 \times 0,33 \times 8,58}{0,00040} \\
 &= 14.106,96 > 4000 \text{ (aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan spesifikasi pipa standar diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*. Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959.

Appendix. F item 1

<i>Size</i>	= 4,00 in
<i>OD of pipe</i>	= 4,50 in
<i>Flange nozzle thickness (n)</i>	= 0,34in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (D_R)</i>	= 4 5/8 in
<i>Distance, shell to flange face, outside, J</i>	= 6 in

<i>Distance, shell to flange face, inside, K</i>	= 6 in
<i>Width of reinforcing plate, W</i>	= 15 1/8 in
<i>Length of side of reinforcing plate, L</i>	= 12 in

c. Pipa Cairan Refluks di Puncak Menara

Diketahui:

$$\begin{aligned}
 G &= 2.459,35 \text{ kg/jam} = 1,51 \text{ lb/s} \\
 \mu &= 0,4014 \text{ cP} = 0,00040 \text{ lb/ft.s} \\
 \rho &= 31,86 \text{ kg/m}^3 = 1,98 \text{ lb/ft}^3 \\
 Q &= \frac{G}{\rho} \\
 &= \frac{1,51 \text{ lb/s}}{1,98 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 0,76 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Diameter optimum ($D_{i, \text{ optimum}}$):

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{ optimum}} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,8 (0,76)^{0,45} \times (1,98)^{0,13} \\
 &= 3,77 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844):

<i>Nominal pipe standar (NPS)</i>	= 4 in
<i>Schedule number</i>	= 40 (standar)
ID	= 4,026 in
OD	= 4,50 in
Weight	= 10,80 lb
A	= 12,70 in ²

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,76 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,09 \text{ ft}^2} \\
 &= 8,58 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times V}{\mu} \\
 &= \frac{1,98 \times 0,33 \times 8,58}{0,00040}
 \end{aligned}$$

$$= 14.106,98 > 4000 \text{ (aliran turbulen)}$$

Berdasarkan spesifikasi pipa standar diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*. Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959.

Appendix. F item 1

<i>Size</i>	= 4 in
<i>OD of pipe</i>	= 4,50 in
<i>Flange nozzle thickness (n)</i>	= 0,34 in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (D_R)</i>	= 4,63 in
<i>Distance, shell to flange face, outside, J</i>	= 6 in
<i>Distance, shell to flange face, inside, K</i>	= 6 in
<i>Width of reinforcing plate, W</i>	= 15,13 in
<i>Length of side of reinforcing plate, L</i>	= 12 in

d. Pipa Cairan Keluar dari Dasar Menara

Diketahui:

$$G = 14.616,37 \text{ kg/jam} = 0,000469 \text{ lb/s}$$

$$\mu = 0,3721 \text{ cP} = 0,00037 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho = 1.292,30 \text{ kg/m}^3 = 80,12 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{G}{\rho}$$

$$= \frac{8,95 \text{ lb/s}}{80,12 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,11 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diameter optimum ($D_{i, \text{ optimum}}$):

$$D_{i, \text{ optimum}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,8 (0,11)^{0,45} \times (80,12)^{0,13}$$

$$= 2,57 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844):

<i>Nominal pipe standar (NPS)</i>	= 3 in
<i>Schedule number</i>	= 40 (standar)
ID	= 3,068 in
OD	= 3,50 in

$$\text{Weight} = 7,58 \text{ lb}$$

$$A = 7,38 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,11 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,05 \text{ ft}^2} \\ &= 2,16 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times V}{\mu} \\ &= \frac{80,12 \times 0,25 \times 2,16}{0,00037} \\ &= 118.578,41 > 4000 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Berdasarkan spesifikasi pipa standar diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*. Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959.

Appendix. F item 1

$$\text{Size} = 3,00 \text{ in}$$

$$\text{OD of pipe} = 3,50 \text{ in}$$

$$\text{Flange nozzle thickness (n)} = 0,30 \text{ in}$$

$$\text{Diameter of hole in reinforcing plate (D}_R\text{)} = 3,63 \text{ in}$$

$$\text{Distance, shell to flange face, outside, J} = 6 \text{ in}$$

$$\text{Distance, shell to flange face, inside, K} = 6 \text{ in}$$

$$\text{Width of reinforcing plate, W} = 12,63 \text{ in}$$

$$\text{Length of side of reinforcing plate, L} = 10 \text{ in}$$

e. Pipa Vapor Keluaran Reboiler

Diketahui:

$$G = 14,616,37 \text{ kg/jam} = 8,95 \text{ lb/s}$$

$$\mu = 0,3721 \text{ cP} = 0,00037 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho = 1.292,30 \text{ kg/m}^3 = 80,12 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} Q &= \frac{G}{\rho} \\ &= \frac{8,95 \text{ lb/s}}{80,12 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,11 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Diameter optimum ($D_{i, \text{ optimum}}$):

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{ optimum}} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,8 (0,11)^{0,45} \times (80,12)^{0,13} \\
 &= 0,03 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844):

<i>Nominal pipe standar (NPS)</i>	= 3 in
<i>Schedule number</i>	= 40 (standar)
ID	= 3,068 in
OD	= 3,50 in
Weight	= 7,58 lb
A	= 7,38 in ²

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,11 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,05 \text{ ft}^2} \\
 &= 2,16 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times V}{\mu} \\
 &= \frac{80,12 \times 0,25 \times 2,16}{0,00037} \\
 &= 118.579,41 > 4000 \text{ (aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

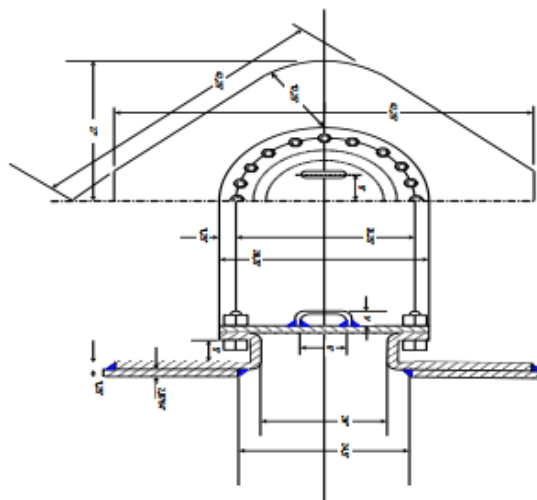
Berdasarkan spesifikasi pipa standar diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*. Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959.

Appendix. F item 1

<i>Size</i>	= 3,00 in
<i>OD of pipe</i>	= 3,50 in
<i>Flange nozzle thickness (n)</i>	= 0,30 in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (D_R)</i>	= 3,63 in
<i>Distance, shell to flange face, outside, J</i>	= 6 in
<i>Distance, shell to flange face, inside, K</i>	= 6 in
<i>Width of reinforcing plate, W</i>	= 12,63 in
<i>Length of side of reinforcing plate, L</i>	= 10 in

D.3.7 Desain *Manhole Acces (Shell Manhole)*

Manhole merupakan lubang pemeriksaan yang diperlukan pada saat pembersihan atau pemeriksaan pada bagian dalam kolom. Setiap *pressure vessel* yang dalam operasinya melibatkan *liquid* ataupun *vessel* yang didalamnya terdapat alat lain seperti *impeller*, *packing*, *plate* dan lainnya sebaiknya dilengkapi dengan *manhole* yang tujuannya untuk pemeriksaan dan perbaikan. Untuk *vessel* dengan diameter antara 48 in sampai 96 in, digunakan *manhole* dengan diameter dalam minimal 15 in (Megyesy, 1983). *Manhole* dipasang dengan tujuan sebagai tempat untuk perbaikan *plate*.



Gambar D.3.13 Detail Desain *Manhole*

Direncanakan *manhole* dipasang pada bagian samping sisi kolom sebanyak 2 buah dengan ukuran standar 20 in berdasarkan rekomendasi API standar 12 C. Maka konstruksi *manhole* berdasarkan rekomendasi API standar 12 C (Brownell and Young, *appendix F* item 3 and 4) dengan spesifikasi :

Diameter vessel = 1,50 m

Tinggi menara = 11,93 m

Maka konstruksi *handhole* berdasarkan rekomendasi API standar 12 C (Brownell and Young, *Appendix F* item 3 dan 4)

Diameter *manhole* = 20 in

Ketebalan *cover plate* = 5/16 in (0,31 in)

Bolting flange thickness after finishing = 1/4 in (0,25 in)

Dimensi *manhole* 20 in berdasarkan rekomendasi API standart 12 C:

Ketebalan <i>shell manhole</i>	= 0,31 in
Ukuran <i>fillet weld A</i>	= 0,19 in
Ukuran <i>fillet weld B</i>	= 0,31 in
<i>Approx radius (R)</i>	= 0,31 in
<i>Length of side (L)</i>	= 11,25 in
<i>Widht of renforching plate (W)</i>	= 45,25 in
<i>Max diameter of hole in shell</i>	= 24,50 in
<i>Inside diameter of handhole</i>	= 22,38 in
<i>Diameter bolt circle (DB)</i>	= 26,25 in
<i>Diameter of cover plate (DC)</i>	= 28,75 in

D.3.8 Menghitung Berat Kolom

a. Berat *Shell*

Data perhitungan:

$$ID \textit{ shell} = 1,50 \text{ m} = 59,06 \text{ in} = 4,90 \text{ ft}$$

$$ts = 0,26 \text{ in} = 0,02 \text{ ft}$$

$$OD \textit{ shell} = 59,57 \text{ in} = 4,98 \text{ ft}$$

$$Hs = 38,99 \text{ ft}$$

$$\rho_{\textit{carbonstell}} = 490 \text{ lbm/ft}^3 \quad (\text{Brownell \& Young})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume } \textit{shell} &= \frac{1}{4} \pi \times Hs \times (OD - ID)^2 \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 38,99 \times (4,94 - 4,90)^2 \\ &= 0,06 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat } \textit{shell} \text{ total} &= \text{Volume } \textit{shell} \times \rho_{\textit{carbonstell}} \\ &= 0,06 \text{ ft}^3 \times 490 \text{ lbm/ft}^3 \\ &= 27,73 \text{ lb} \\ &= 12,59 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. Berat *Disk Head*

Data perhitungan:

$$ID \textit{ head} = 1,50 \text{ m} = 4,90 \text{ ft}$$

$$th = 0,24 \text{ in} = 0,02 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang } \textit{straight flange} = 2 \text{ in} = 0,17 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Inside corner radius} &= 3,63 \text{ in} = 0,30 \text{ ft} \\
 \text{Blank diameter} &= 68,48 \text{ in} = 5,68 \text{ ft} \\
 \rho_{\text{carbonstell}} &= 490 \text{ lbm/ft}^3 && \text{(Brownell \& Young)} \\
 \text{Volume disk head} &= \frac{1}{4} \pi \times t_h \times (bd)^2 \\
 &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,02 \times (5,68)^2 \\
 &= 0,51 \text{ ft}^3 \\
 \text{Berat head} &= \text{Volume disk head} \times \rho_{\text{carbonstell}} \\
 &= 0,51 \text{ ft}^3 \times 490 \text{ lbm/ft}^3 \\
 &= 247,49 \text{ lb} = 112,36 \text{ kg} \\
 \text{Berat head dan bottom} &= 2 \times \text{berat head} \\
 &= 2 \times 112,36 \\
 &= 224,72 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

c. Berat Jacket Isolator

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{isolator}} &= 18 \text{ lbm/ft}^3 && \text{(Brownell \& Young)} \\
 \text{Volume isolator} &= \pi \times D_c \times T_{\text{dis}} \times sf \\
 &= 3,14 \times 1,50 \times 11,93 \times 0,05 \\
 &= 2,85 \text{ m}^3 = 100,82 \text{ ft}^3 \\
 \text{Berat isolator} &= \text{Volume isolator} \times \rho_{\text{isolator}} \\
 &= 100,82 \text{ ft}^3 \times 18 \text{ lbm/ft}^3 \\
 &= 1.814,68 \text{ lb} \\
 &= 823,86 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

d. Berat Opening

$$\begin{aligned}
 \text{Berat manhole} & \\
 \text{Manhole 20 in} &= 428 \text{ lb} && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\
 &= 194,31 \text{ kg} \\
 \text{Berat tutup} &= 29,22 \text{ lb} && \text{(Megyesy, pp 384)} \\
 &= 13,27 \text{ kg} \\
 \text{Berat total manhole} &= 194,31 \text{ kg} + 13,27 \text{ kg} \\
 &= 207,58 \text{ kg} \\
 \text{Total manhole ada 2} &= 4 \times \text{Berat manhole} \\
 &= 4 \times 207,58 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$= 830,32 \text{ kg}$$

Berat *nozzle*

$$\text{Ukuran } nozzle = nozzle \text{ feed} + nozzle \text{ produk}$$

$$= (12) + (4 + 4 + 3 + 3)$$

$$= 26 \text{ in} = 11,80 \text{ kg}$$

$$\text{Berat } nozzle = (43,80) + (10,80 + 10,80 + 7,58 + 7,58)$$

$$= 80,56 \text{ lb}$$

$$= 36,57 \text{ kg}$$

$$\text{Berat } opening \text{ total} = 830,32 \text{ kg} + 36,57 \text{ kg}$$

$$= 866,89 \text{ kg}$$

e. Berat fluida dalam kolom

Berat bahan baku:

$$\text{Volume } feed = 1.069,85 \text{ m}^3$$

$$\text{Densitas } feed \text{ dalam kolom} = 15,96 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Berat fluida dalam kolom} = \text{Volume } feed \times \text{densitas } feed$$

$$= 1.069,85 \text{ m}^3 \times 15,96 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1.085,81 \text{ kg}$$

Maka berat total kolom adalah:

$$\begin{aligned} \text{Berat total} &= \text{berat } shell + \text{berat } dish \text{ head and bottom} + \text{berat isolator} + \text{berat} \\ &\quad \text{opening} + \text{berat fluida dalam kolom} \end{aligned}$$

$$= 2.598,71 \text{ kg}$$

D.3.8 Penyangga Distilasi Peralatan dan Penunjang Kolom Distilasi

1. Desain *skirt support*

Skirt adalah penyangga yang digunakandan paling aman untuk menjaga vertikal *vessel*. *Skirt* disatukan dengan *vessel* menggunakan pengelasan kontinyu, ukuran pengelasan ditentukan berdasarkan ketebalan *skirt*. Ketebalan dari *skirt* harus mampu untuk menahan *dead weight* dan *bending moment* dari *vessel*. Ketebalan *skirt* harus lebih dari 6 mm.

a. Momen pada base

$$M = P_w D_{is} H. h_l \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

$$P_w = \text{wind pressure} = 25 \text{ lb/ft (Tabel 9.1, Brownel, 1959)}$$

$$D_{is} = \text{diameter menara dengan isolator} = 1,50 \text{ m} = 4,92 \text{ ft}$$

$$H = \text{tinggi total menara} = 11,93 \text{ m} = 39,15 \text{ ft}$$

$$h_l = \text{level arm} = H/2 = 5,97 \text{ m} = 19,57 \text{ ft}$$

Momen pada base:

$$\begin{aligned} M &= 25 \times 4,92 \times 19,57 \times 39,15 \\ &= 94.272,62 \text{ ft.lb} \end{aligned}$$

b. Momen pada ketinggian tertentu (batas antara penyambung skirt)

$$M_T = M - h_T (V - 0,5 P_w D_{is} h_T) \quad (\text{Megesy, 1983})$$

$$\begin{aligned} V, \text{ Total shear} &= P_w \times D_i \times H_l \\ &= 4.816,44 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$h_T, \text{ ketinggian skirt} = h_l/2 = 2,98 \text{ m} = 9,79 \text{ ft}$$

Sehingga besarnya momen pada batas penyambung:

$$\begin{aligned} M_T &= 94.272,62 - 9,79 (4.816,44 - (0,5 \times 25 \times 4,92 \times 9,79)) \\ &= 53.028,35 \text{ ft.lb} \end{aligned}$$

c. Menentukan tebal skirt

$$t = \frac{12 \times M_T}{(R^2 \times \pi \times S \times E)} \times \frac{W}{D \times \pi \times S \times E}$$

Keterangan:

$$D_o, \text{ diameter luar skirt, skirt dibuat bentuk cylindrical skirt} = 67,75 \text{ in}$$

$$E, \text{ efisiensi penyambung kolom dan skirt} = 0,60 \quad (\text{butt joint welding})$$

$$M_T, \text{ momen pada penyambung skirt \& vessel} = 53.028,35 \text{ ft.lb}$$

$$R, \text{ radius luar skirt} = 33,88 \text{ in}$$

TABLE C MAXIMUM ALLOWABLE STRESSES FOR BOLTS USED AS ANCHOR BOLT		
Specification Number	Diameter in.	Max. allow. Stress psi.
SA 307	All diameters	15,000
SA 193 B 7	2½ and under	19,000
SA 193 B16	2½ and under	17,000
SA 193 B 7	Over 2½ to 4 incl.	18,000
SA 193 B16	Over 2½ to 4 incl.	15,000

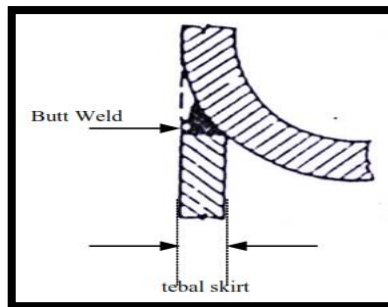
S = Nilai *stress* dari *head*, bahan *stainless steel* = 15.000 psi

W = Berat kolom (pada kondisi beroperasi) = 451,73 kg

Maka tebal skirt dapat dihitung seperti berikut:

$$t = \frac{12 \times 53.028,35}{33,88^2 \times 3,14 \times 15.000 \times 0,60} + \frac{451,73}{67,75 \times 3,14 \times 15.000 \times 0,60}$$

$$= 0,020 \text{ in (digunakan } t = 0,3125 \text{ in)}$$



Gambar D.3.14 Sketsa *Skirt* Menara Distilasi

d. Berat Downcomer

Diketahui:

$$A_d = 0,21 \text{ m}^2$$

$$\text{Tebal} = 0,01 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah plate} = 18 \text{ buah}$$

$$\text{Densitas shell} = 7.903,23 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume} = A_d \times \text{tebal}$$

$$= 0,21 \text{ m}^2 \times 0,01 \text{ m}$$

$$= 0,00106 \text{ m}^3$$

$$\text{Berat 1 plate} = \text{volume} \times \text{densitas}$$

$$= 0,00106 \text{ m}^3 \times 7.903,23 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 &= 8,38 \text{ kg/buah} \\
 \text{Berat downcomer} &= \text{jumlah plate} \times \text{berat 1 plate} \\
 &= 18 \text{ buah} \times 8,38 \text{ kg/buah} \\
 &= 149,44 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

d. Berat Tray

Diketahui :

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal Tray} &= 0,005 \text{ m} \\
 \text{D tray} &= 1,50 \text{ m} \\
 \text{R tray} &= 0,75 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= \pi r^2 \times \text{tebal tray} \\
 \text{Volume} &= 0,01 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}
 \rho &= \frac{M}{V} \\
 M &= 69,80 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat tray total} &= \text{berat tray} \times \text{jumlah plate} \\
 &= 69,80 \text{ kg} \times 18 \\
 &= 1.245,35 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

e. Berat Cairan

Diketahui :

$$\begin{aligned}
 V \text{ cairan} &= 1,72 \text{ m}^3 \\
 \rho \text{ campuran} &= 651,81 \text{ kg/m}^3 \\
 M &= 651,81 \text{ m}^3 \times 1,72 \text{ kg/m}^3 \\
 M &= 1.123,45 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka berat menara total} &= 2.598,71 \text{ kg} + 149,44 \text{ kg} + 1.425,35 \text{ kg} + 1.123,95 \text{ kg} \\
 &= 5.117,45 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

2. Desain Anchor Bolt

Vertikal vessel harus merekat erat pada *concrete foundation*, *skirt* atau yang lain dengan *anchor bolt* dan *base (bearing) ring*. Jumlah *anchor bolt* harus 4 atau kelipatannya untuk setiap vertikal vessel, pada vessel yang tinggi sebaiknya

menggunakan 8 buah *anchor bolt*. Agar merekat kuat pada *concrete fondation*, *anchor bolt* sebaiknya tidak dipasang terlampau dekat, yakni tidak kurang dari 18 in. Pada vessel diameter kecil agar jarak minimal dari anchor bolt terpenuhi, sebaiknya menggunakan *conical skirt* atau *wider base ring with gussets*, atau *anchor bolt chair*.

Penentuan *maximum tension* dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$T = \frac{12M}{A_B} - \frac{W}{C_B}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} M &= \text{momen pada } \textit{base ring} \text{ berdasarkan tekanan angin} \\ &= 53.028,35 \text{ ft.lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W &= \text{Berat } \textit{vessel} \text{ (pada ereksi)} \\ &= 996,06 \text{ lb} \end{aligned}$$

Diameter tempat *bolt-bolt* dipasang diasumsikan sebesar 30 in (Megyesy, 2001).

$$\begin{aligned} A_B &= \text{Area di dalam lingkaran } \textit{bolt} \\ &= 706,50 \text{ in}^2 = 0,71 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_B &= \text{Circumference pada lingkaran } \textit{bolt} \\ &= 94,20 \text{ in} = 2,36 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga *tension* maksimum pada *bolt*:

$$\begin{aligned} T &= \frac{12M}{A_B} - \frac{W}{C_B} \\ &= \frac{12 \times 53.028,35}{706,50} - \frac{996,06}{94,20} \\ &= 890,12 \text{ lb/lin.in} \end{aligned}$$

a. Menentukan area *bolt*

Penentuan besarnya area *bolt* dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$B_A = \frac{T C_B}{S_{BN}}$$

Keterangan :

T = maximum tension dari bolt

$$= 890,12 \text{ lb/in}$$

S_B = maximum allowable stress value dari material bolt bahan (SA 307)

$$= 15.000 \text{ psi} = 10.546.050 \text{ kg/m}^2 \text{ (Megyesy, 2001)}$$

C_B = circumference pada lingkaran bolt = 94,20 in = 2,36 m

N = jumlah anchor bolts = 8 buah

TABLE A			
Bolt Size	Bolt * Root Area sq. in.	Dimension in.	
		l_2	l_3
$\frac{1}{2}$	0.126	$\frac{7}{8}$	$\frac{5}{8}$
$\frac{5}{8}$	0.202	1	$\frac{3}{4}$
$\frac{3}{4}$	0.302	1- $\frac{1}{8}$	$\frac{13}{16}$
$\frac{7}{8}$	0.419	1- $\frac{1}{4}$	$\frac{15}{16}$
1	0.551	1- $\frac{3}{8}$	1- $\frac{1}{16}$
1- $\frac{1}{8}$	0.693	1- $\frac{1}{2}$	1- $\frac{1}{8}$
1- $\frac{1}{4}$	0.890	1- $\frac{3}{4}$	1- $\frac{1}{4}$
1- $\frac{3}{8}$	1.054	1- $\frac{7}{8}$	1- $\frac{3}{8}$
1- $\frac{1}{2}$	1.294	2	1- $\frac{1}{2}$
1- $\frac{5}{8}$	1.515	2- $\frac{1}{8}$	1- $\frac{5}{8}$
1- $\frac{3}{4}$	1.744	2- $\frac{1}{4}$	1- $\frac{3}{4}$
1- $\frac{7}{8}$	2.049	2- $\frac{3}{8}$	1- $\frac{7}{8}$
2	2.300	2- $\frac{1}{2}$	2
2- $\frac{1}{4}$	3.020	2- $\frac{3}{4}$	2- $\frac{1}{4}$
2- $\frac{1}{2}$	3.715	3- $\frac{1}{16}$	2- $\frac{3}{8}$
2- $\frac{3}{4}$	4.618	3- $\frac{3}{8}$	2- $\frac{5}{8}$
3	5.621	3- $\frac{5}{8}$	2- $\frac{7}{8}$

Gambar D.3.15 Dimensi Bolt

Diperlukan bolt area

$$\begin{aligned} B_A &= \frac{T C_B}{S_B N} \\ &= \frac{890,12 \times 94,20}{15.000 \times 8} \\ &= 0,699 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Diperlukan bolt area sebesar 0,699 in², yang kemudian ditambah dengan faktor korosi sebesar 0,125 in (Megyesy), sehingga:

$$\begin{aligned} B_A &= 0,699 + 0,125 \\ &= 0,824 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel.A (Megyesy, pp.77, 1983), maka digunakan bolt berukuran :

1 1/2 sebanyak 8 buah

Bolt root area, Ba = 1,19 in²

Dimension, i2 = 2 in

Dimension, i3 = 0,824 in

b. Desain anchor bolt chair

Pada menara distilasi, *anchor bolt* didesain dengan menggunakan *chair* agar lebih kuat dan mampu untuk menahan menara bermuatan berat, digunakan *bolt* dengan ukuran 1 1/2 in maka dari tabel standar *chair anchor bolt*, tabel berdasarkan Scheiman A.D. *Shorts Cuts to anchor Bolting and Base Ring Sizing*, Petroleum Refiner, June 1963. (Megesy hal 76, 1983).

DIMENSIONS inches							
Anchor bolt diam.	A	B	C	D	E	F	G
1	1 3/4	3	2 1/2	1/2	3/4	1 1/4	1 1/2
1 1/8	1 7/8	3	2 1/2	1/2	3/4	1 3/8	1 5/8
1 1/4	2	3	2 1/2	1/2	1	1 1/2	1 3/4
1 3/8	2 1/8	4	3	5/8	1	1 5/8	1 7/8
1 1/2	2 1/4	4	3	5/8	1 1/4	1 3/4	2
1 5/8	2 3/8	4	3	5/8	1 1/4	1 7/8	2 1/8
1 3/4	2 1/2	5	3 1/2	3/4	1 1/2	2	2 1/4
1 7/8	2 5/8	5	3 1/2	3/4	1 1/2	2 1/8	2 3/8
2	2 3/4	5	3 1/2	3/4	1 3/4	2 1/4	2 1/2
2 1/4	3	6	4	1	1 3/4	2 1/2	2 3/4
2 1/2	3 1/4	6	4	1	2	2 3/4	3
2 3/4	3 1/2	7	5	1 1/4	2 1/2	3	3 1/4
3	3 3/4	7	5	1 1/4	2 1/2	3 1/4	3 1/2

Gambar D.3.16 *Dimensions of Ancor Bolt*

A = 1 1/2 in

E = 1 1/4 in

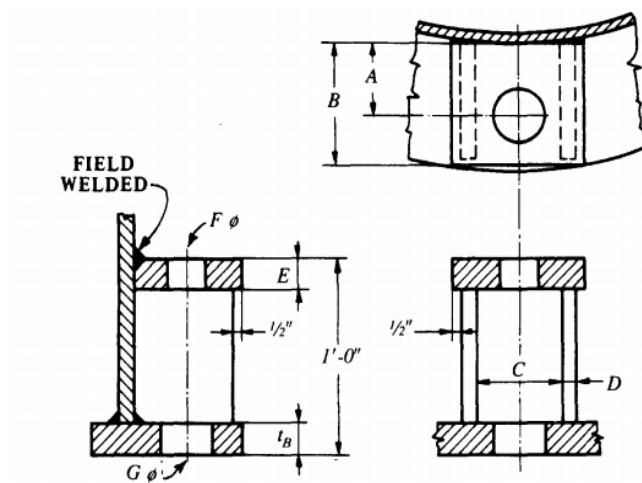
B = 2 1/4 in

F = 1 3/4 in

C = 3 in

G = 2 in

D = 1 1/2 in



Gambar D.3.17 Sketsa *Anchor Bolt Chair*

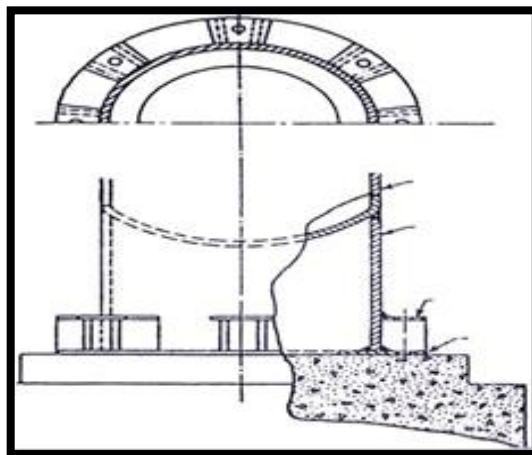
Stress pada *anchor bolt*

$$S_B = \frac{T \times C_B}{B_4 \times N}$$

$$= 15.000 \text{ Psi}$$

Jadi *stress* pada *anchor bolt* $15.000 \leq 15.000$

Berikut ini adalah gambar penyangga menara distilasi :



Gambar D.3.18 Sketsa Penyangga Menara Distilasi

3. Desain *Base Ring/Ring Plate*

Beban yang ditopang pada *skirt*, dilanjutkan ke pondasi menara melalui *base ring*. *Base ring* harus cukup lebar agar bisa mendistribusikan beban ke pondasi secara merata, sehingga cukup kuat untuk menahan beban menara.

a. Menentukan maksimum kompresi dari *base ring*

$$P_c = \frac{12M}{A_s} + \frac{W}{C_s}$$

Keterangan :

M, Momen *base ring* = 53.028,35 ft.lb

W, Berat *vessel* = 996,06 lb

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{\pi}{4} \times D_o^2 \\ &= \frac{3,14}{4} \times (67,75)^2 \\ &= 3.603,20 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_s &= \pi \times D_o \\ &= 3,14 \times 67,75 \\ &= 212,74 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} P_c &= \frac{12 \times 53.028,35}{3.603,20} + \frac{996,06}{212,74} \\ &= 181,29 \text{ lb/lin.in} \end{aligned}$$

b. Menentukan Lebar Dari *Base Ring*

$$l = \frac{P_c}{f_b}$$

Keterangan:

f_b , *Safe bearing load* = 750 psi

P_c , Kompresi maksimum pada *base ring* = 181,29 lb/lin.in

Sehingga,

$$\begin{aligned} l &= \frac{181,29}{750} \\ &= 0,24 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel A (Megesy hal-69, 1983) digunakan *bolt* dengan ukuran ½ in.

$$l_2 = 0,88 \text{ in}$$

$$l_3 = 0,63 \text{ in}$$

Maka,

$$\begin{aligned} l_i &= l_2 + l_3 \\ &= (0,88 + 0,63) \text{ in} \\ &= 1,50 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Menentukan Ketebalan *Base Ring*

$$t_B = 0,321 \times l_i$$

$$t_B = 0,321 \times 1,50 \text{ in}$$

$$= 0,48 \text{ in}$$

Sehingga ketebalan base ring (t_B) yang digunakan adalah 0,48 in

4. Perhitungan *Flange*

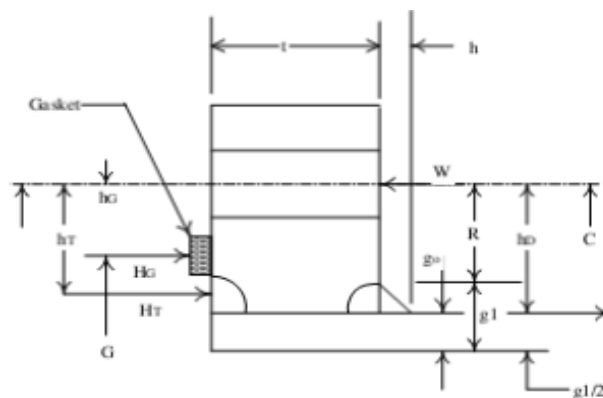
a. Sambungan *head* dengan *shell*

Sambungan antara tutup bejana dengan bagian shell menggunakan sistem *flange* dan baut. Bahan konstruksi yang dipilih berdasarkan pada kondisi operasi.

Data perancangan :

Tekanan desain	= 52,91 psi
Material flange	= <i>Stainless Steel SA 320 Grade C</i>
Bolting steel	= Carbon steel SA-193 grade B7
Material gasket	= <i>Asbestos composition</i>
Diameter luar shell, B	= 59,57 in
Ketebalan <i>shell</i>	= 0,26 in
Diameter dalam <i>shell</i>	= 59,06 in
Tegangan dari material <i>flange</i> (f_a)	= 17.000 psi
Tegangan dari <i>bolting</i> material (f_b)	= 20.000 Psi

Tipe *flange* terlihat pada gambar berikut :



Gambar D.3.19 Tipe *Flange* dan Dimensinya

b. Perhitungan Lebar *Gasket*

Dengan menggunakan Persamaan 12.2 pada Brownell & Young, 1959

$$d_o/d_i = \sqrt{\frac{y-P.m}{y-[P(m+1)]}}$$

Dimana :

d_o = diameter luar gasket, in

d_i = diameter dalam gasket, in

y = *yield stress*, lb/in² (fig 12.11)

m = faktor gasket (fig 12.11)

Digunakan material gasket yaitu *soft steel*, dari Fig 12.11 Brownell and Young diperoleh :

Yield stress, y = 7.600 psi

Faktor gasket, m = 3,75

sehingga

$$\begin{aligned} d_o/d_i &= \sqrt{\frac{y-P.m}{y-[P(m+1)]}} \\ &= 1,0036 \end{aligned}$$

Asumsi bahwa diameter dalam gasket di sama dengan diameter luar shell, sehingga:

$$D_o = 1,0036 \times 59,5731 = 59,7871 \text{ in}$$

Lebar gasket minimum (N) :

$$\begin{aligned} N &= \frac{d_o-d_i}{2} \\ &= 0,1070 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan gasket dengan lebar 0,0299 in

Diameter gasket rata-rata, G = d_o + lebar gasket

$$= 59,7871 + 0,1070$$

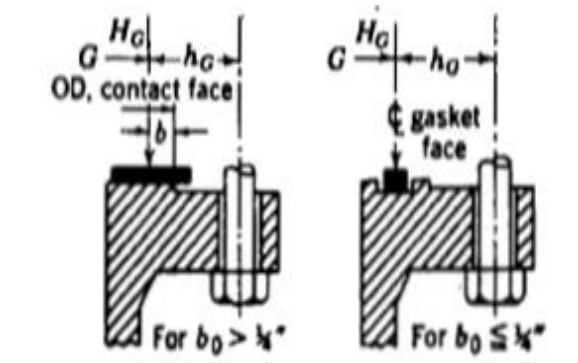
$$= 59,8941 \text{ in}$$

Menentukan Berat Gasket:

Dari Fig 12.12 (Brownell and Young), kolom I tipe A diperoleh:

$$B_o = \frac{N}{2} = \frac{0,1070}{2} = 0,0535 \text{ in}$$

$B = b_o$ ketika $b_o < b$



Gambar D.3.20 Lokasi Gasket *Load Reaction*

$$\begin{aligned}
 W_{m1} &= H_y = b \times \pi \times G \times y \\
 &= 0,0535 \times 3,14 \times 59,8941 \times 7.600 \\
 &= 76.489,02 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Berat untuk menjaga *joint tight* saat operasi digunakan Persamaan 12.90, Brownell

$$\begin{aligned}
 H_p &= 2 b \pi G m p \\
 &= 2 \times 0,0535 \times 3,14 \times 59,8941 \times 3,75 \times 52,91 \\
 &= 3.993,45 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

H_p = beban *join tight* (lb)

m = faktor gasket (fig 12.11)

b = *Effective gasket* (in)

G = Diameter gasket rata-rata (in)

P = Tekanan operasi (psi)

Beban dari tekanan internal dihitung dengan Persamaan 12.89 Brownell & Young (1959).

$$\begin{aligned}
 H &= \frac{\pi G^2}{4} P \\
 H &= \frac{3,14 (59,8941)^2}{4} \times 17,64 \\
 &= 148.984,45 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Beban operasi total dihitung dengan Persamaan 12.91 Brownell & Young (1959).

$$\begin{aligned}
 W_{m2} &= H + H_p \\
 &= 148.984,11 + 3.993,45 \\
 &= 152.977,56 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

W_{m2} lebih besar dari W_{m1} sehingga beban pengontrol berada pada W_{m2} .

W_{m1} = beban berat bolt pada kondisi operasi (lb)

W_{m2} = beban berat bolt pada kondisi tanpa tekanan dalam (lb)

H = total *joint contact surface* (lb)

Perhitungan luas baut minimum (minimum bolting area):

$$A_{ml} = \frac{W_{m1}}{fb}$$

Keterangan :

Fb = tegangan material *bolt* = 20.000 psi

$$\begin{aligned} A_{ml} &= \frac{152.977,56}{20.000} \\ &= 7,65 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Penentuan ukuran baut diambil dari Brownell and young, 1956, hal.188,

Tabel 10-4. Dengan ukuran baut = 1 in diperoleh data sebagai berikut :

Root area = 0,551 in²

Bolt spacing standard (BS) = 2,25 in

Minimal radian distance (R) = 1,375 in

Edge distance (E) = 1,0625 in

Jumlah Baut Minimum

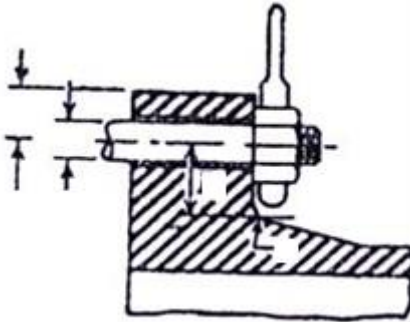
$$\begin{aligned} \text{Jumlah Baut Minimum} &= \frac{A_{ml}}{\text{root area}} \\ &= \frac{7,65}{0,551} \\ &= 13,72 \text{ buah} \end{aligned}$$

Digunakan jumlah baut sebanyak 14 buah.

c. Perhitungan Ukuran Baut Minimum

Bolt circle diameter yang digunakan ialah :

$$\begin{aligned} \text{Bolt circle diameter (C)} &= ID + 2 (1,145 \text{ BS} + R) \\ &= 63,54 \text{ in} \end{aligned}$$



Gambar D.3.21 Detail Ukuran Baut

d. Perhitungan Diameter Flange Luar

$$\begin{aligned} \text{Flange OD (A)} &= \text{bolt circle diameter} + 2 E \\ &= 64,15 \text{ in} \end{aligned}$$

Periksa lebar gasket :

$$\begin{aligned} A_{b_{\text{actual}}} &= \text{jumlah baut} \times \text{root area} \\ &= 2,42 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum :

$$\begin{aligned} N_{\text{min}} &= \frac{A_{b_{\text{actual}}} \times f_{\text{allow}}}{2\gamma\pi G} \\ &= \frac{7,65 \times 17.000}{2 \times 7.600 \times 3,14 \times 59,8941} \\ &= 0,0344 \text{ in} < 0,40 \text{ in (memenuhi)} \end{aligned}$$

e. Perhitungan Momen

Untuk *bolting up condition (no internal pressure)* persamaan untuk mencari beban desain

$$\begin{aligned} W &= \left(\frac{A_m + A_b}{2} \right) f_a && \text{(Pers.12.91, Brownell, 1959)} \\ &= 130.032,92 \text{ lb} \end{aligned}$$

Persamaan untuk mencari hubungan lever arm

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{C-G}{2} && \text{(Pers. 12.10, Brownell, 1959)} \\ &= 1,82 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk kondisi beroperasi, flange moment adalah sebagai berikut:

$$M_a = W \times h_G$$

$$= 237.199,92 \text{ lb.in}$$

Untuk H_D digunakan persamaan 12.96 Brownell & Young.

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times p$$

B adalah diameter luar shell = 59,57 in

$$H_D = 0,785 \times 59,57^2 \text{ in} \times 52,91$$

$$H_D = 147.391,01 \text{ lb}$$

The lever arm, gunakan persamaan 12.10 Brownell & Young.

$$h_D = \frac{C-B}{2}$$

$$= 1,98 \text{ in}$$

The moment, M_D gunakan persamaan 12.96 Brownell & Young.

$$M_D = H_D \times h_D$$

$$= 292.530,53 \text{ lb.in}$$

H_G dicari menggunakan persamaan 12.98 Brownell & Young.

$$H_G = W - H = W_{m2} - H$$

$$= 3.993,45 \text{ lb}$$

$$h_G = \frac{C-G}{2}$$

$$= 1,82 \text{ in}$$

Momen dicari dengan persamaan 12.98 Brownell & Young

$$M_G = H_G \times h_G$$

$$= 7.284,78 \text{ lb.in}$$

H_T dihitung dengan menggunakan persamaan 12.97 Brownell & Young

$$H_T = H - H_D$$

$$= 1.593,10 \text{ lb}$$

Hubungan lever arm adalah dengan persamaan 12.102 Brownell & Young.

$$h_T = \frac{h_D - h_G}{2}$$

$$= 1,90 \text{ in}$$

The moment dicari dengan persamaan 12.97 Brownell & Young

$$M_T = H_T \times h_T$$

$$= 3.033,98 \text{ lb.in}$$

Jumlah momen pada kondisi operasi, M_o

$$\begin{aligned}
 M_O &= M_D + M_G + M_T && \text{(Pers. 12.99, Brownell, 1959)} \\
 &= 302.840,29 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Momen operasi adalah momen pengontrol, sehingga $M_{\max} = 302.849,29 \text{ lb.in}$

f. Perhitungan tebal flange

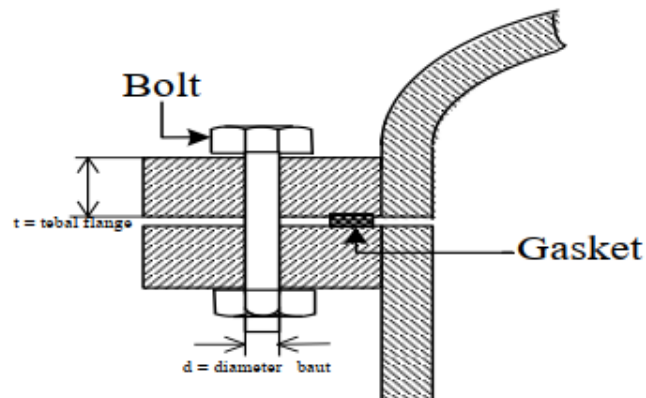
$$t = \frac{\sqrt{Y M_{\max}}}{f_B}$$

Diketahui:

$$K = A/B = 1,09$$

Dari Fig. 12.22 Brownell didapat nilai $Y = 20$

Sehingga didapat ketebalan flange adalah, $t = 2,45 \text{ in}$



Gambar D.3.21 Detail Untuk Flange dan Bolt pada Head Menara

D.3.10 Wind Loading

$$\text{Tekanan dinamis angin} = \frac{1}{2} \times C_d \times \rho_a \times U_w^2$$

$$\text{Untuk smooth cylinder} = 0,05 \times U_w^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Design 160 km/hr} &= (0,05)(160)^2 \\
 &= 1.280 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

Sehingga, tekanan angin adalah 1.280 N/m^2

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter rata-rata, termasuk isolator} &= 1,5 + 2(3 + 75) \times 10^{-3} \\
 &= 1,66 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Loading (per linear meter), } F_w &= (1.280) (1,656) \\
 &= 2.119,68 \text{ N/m}
 \end{aligned}$$

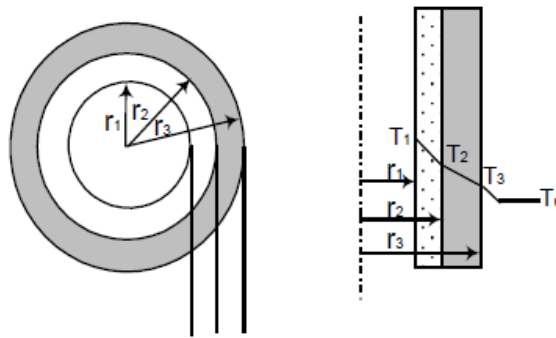
$$\text{Dimana } x = H_v$$

$$\begin{aligned}
 &= 9,82 \text{ m (ketinggian menara)} \\
 Mx &= Fw \left(\frac{x^2}{2} \right) \\
 &= 2.119,66 \times \left(\frac{11,93^2}{2} \right) \\
 &= 150.871,05 \text{ Nm}
 \end{aligned}$$

D.3.11 Bahan Kontruksi Distilasi

a. Menghitung Tebal Isolasi *Coloumn*

Bahan kontruksi distilasi adalah *carbon steel* (Perry, 1984). Perpindahan panas konduksi dalam silinder berlapis yang disusun seri seperti gambar berikut adalah:



Gambar D.3.22 Sistem Isolasi Menara

Perpindahan panas melalui tiap lapis tahanan dihitung dengan hokum fourier dan $A = 2\pi rL$, sehingga diperoleh:

$$Q = \frac{2\pi rL (T_1 - T_u)}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{k_1} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{k_2}} \quad (\text{Holfman, pers. 22-9})$$

Data perhitungan:

$$\begin{aligned}
 r_1 &= 59,57 \text{ in} \\
 r_2 &= 29,53 \text{ in} \\
 T_1 &= 39,61 \text{ K} = 103,30 \text{ }^\circ\text{F} \\
 T_u &= 35,00 \text{ K} = 95 \text{ }^\circ\text{F} \\
 k_p &= 25,73 \text{ Btu/hr.Ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \\
 k_{is} &= 0,05 \text{ Btu/hr.Ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \\
 L &= 11,93 \text{ m} = 38,99 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

a. Temperatur Isolasi Permukaan Luar

Isolasi yang digunakan akan dilapisi dengan cat (pigmen) berwarna putih.

Berdasarkan tabel 8.3 (Holman, 1979) diperoleh data:

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{\text{sun}} = 500 \text{ W/m}^2$$

$$\sigma_{\text{surya}} = 0,18$$

$$\sigma_{\text{suhu rendah}} = 0,8$$

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}^4}$$

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{\text{sun}} \times \sigma_{\text{surya}} = \sigma_{\text{suhu rendah}} \times \sigma(T^4 - T_{\text{sur}}^4)$$

$$500 \text{ W/m}^2 \times 0,18 = 0,8 \times 5,669 \times 10^{-8} \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}^4} \times (T^4 - 308,15^4\text{K}^4)$$

$$T_3 = 323,8620 \text{ K (123,28}^\circ\text{F)}$$

b. Panas yang Hilang dari Dinding Isolasi ke Udara

1. Koefisien perpindahan panas radiasi

$$h_r = \frac{\varepsilon\sigma(T_i^4 - T_u^4)}{T_1 - T_2}$$

$$h_r = \frac{\varepsilon(5,676)(T_3/100)^4 - (T_u/100)^4}{T_3 - T_u}$$

$$= \frac{0,96(5,68)(323,86/100)^4 - (308,15/100)^4}{323,86 - 308,15}$$

$$= 6,88 \text{ W/m}^2\cdot\text{K} = 1,213 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

2. Koefisien perpindahan panas konveksi

$$T_f = \frac{1}{2} (T_3 + T_u)$$

$$= \frac{1}{2} (323,86 \text{ K} + 308,15 \text{ K})$$

$$= 316,01 \text{ K}$$

$$= 42,86^\circ\text{C}$$

Sifat properties udara pada $T = 313,86 \text{ K}$ (Geankoplis, Tabel A.3-3, 1993)

$$\rho_f = 1,1201 \text{ kg/m}^3$$

$$C_{pf} = 1,0056 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\mu_f = 0,0000192 \text{ kg.m/s}$$

$$K_f = 0,0274 \text{ W/m.K}$$

$$\beta = 3,1714 \times 10^{-5} \text{ 1/k}$$

Maka:

$$N_{Gr} = \frac{L^3 \rho^2 g \beta \Delta T}{\mu^2} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= 47.104,69$$

$$N_{pr} = \frac{c_p \mu}{k} \quad (\text{Geankoplis, pers. 4.7-4, 1993})$$

$$= 0,0007058$$

$$NRa = N_{Gr} \times N_{pr}$$

$$= 33.183,37 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$$

Berdasarkan Tabel 4.7-2 (Geankoplis, hal 256) untuk silinder vertikal dengan $NRa > 10^4 - 10^9$, maka koefisien perpindahan panas konveksi dirumuskan sebagai berikut:

$$h_c = 1,37 \times \left(\frac{\Delta T}{L}\right)^{1/4}$$

$$= 1,47 \text{ W/m}^2\text{.K} = 0,26 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$$

$$h_c + h_r = 1,47 \text{ Btu/hr.ft}^2$$

$$q_r = (h_c + h_r) \times 2 \pi r^3 L (T_3 - T_u)$$

$$= 10.188,78 \text{ r}^3$$

Panas yang keluar lewat dinding:

$$Q_c = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln(r_2^2/r_1) + \ln(r_3^2/r_2)}{k_1} + \frac{\ln(r_3^2/r_2)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r^3}}$$

$$= \frac{2 \times 3,14r \times 9,82 (268,34 - 95)}{\frac{\ln(2,42^2/4,88)}{25,7305} + \frac{\ln(r_3^2/2,42)}{0,0530} + \frac{1}{(1,48)r^3}}$$

$$= \frac{10.692,28}{0,0271225 + \frac{\ln(r_3^2/1,1116)}{0,0126} + \frac{1}{(13,53)r^3}}$$

Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi dan radiasi, sehingga:

$$q_r = q_c$$

$$8.459,71 \text{ r}^3 = \frac{10.692,28}{0,0271225 + \frac{\ln(r_3^2/1,1116)}{0,0126} + \frac{1}{(13,53)r^3}}$$

Dengan substitusi persamaan (1) ke (2) maka diperoleh nilai jari-jari isolator (r_3) adalah 2,8365

Tebal isolasi (x_{is})

$$\begin{aligned} x_{is} &= r_3 - r_2 \\ &= 2,87 - 2,45 \\ &= 0,42 \text{ ft} = 5,06 \text{ in} = 0,13 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{loss} &= qr \times r \\ &= 14.633,12 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F} \end{aligned}$$

D.3.9 Pengaruh angin dan gempa terhadap ketebalan shell Menara

Perhitungan awal tebal shell dan head menara telah dilakukan. Menara cukup tinggi sehingga perlu dicek pengaruh angin dan gempa.

Spesifikasi menara:

OD shell = 1,50 m = 59,57 in

Tinggi menara = 11,93 m

Tekanan operasi = 3 atm

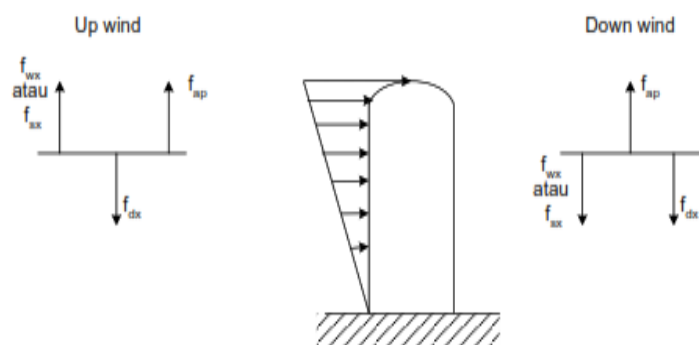
Bahan konstruksi = Carbon steel SA-285 Grade C

Tinggi skirt = 2,98 m

Tebal isolasi = 0,13 m

Diameter = 68,48 in

Beban Head = 260,93 lb



Gambar 3. Kombinasi stress pada Menara distilasi

a. Pemeriksaan tebal shell

1) Stress pada kondisi operasi

- Perhitungan stress aksial dalam shell

$$D_i = 1,50 \text{ m} \quad (\text{pers.3.13, Brownell,1959})$$

$$t_s = 0,26 \text{ in}$$

$$P_{\text{desain}} = 52,91 \text{ psi}$$

$$f_{ap} = \frac{p \times d}{4 \times (ts-c)}$$

$$= 5.838,46 \text{ psi}$$

2) Perhitungan berat mati (dead weights)

Shell

Diketahui :

$$D_o = \text{Diameter luar shell} = 4,94 \text{ ft (tanpa isolator)}$$

$$D_i = \text{Diameter dalam shell} = 4,90 \text{ ft}$$

$$\rho_s = \text{Densitas shell} = 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_{\text{shell}} = \pi d \times (D_o^2 - D_i^2) \times \rho_s \times X \quad (\text{Pers. 9.1, Brownell, 1959})$$

$$W_{\text{shell}} = 162,85 X \text{ (lb)}$$

$$F_{\text{dead wt shell}} = 3,4 X \quad (\text{Pers. 9.3a, Brownell, 1959})$$

$$X = \text{Jarak dari puncak ke bawah, ft}$$

$$= \frac{162,85}{3,4} X$$

$$= 47,90 X$$

Isolator

Diketahui :

$$D_{\text{ins}} = \text{diameter termasuk isolator} = 5,36 \text{ ft}$$

$$W_{\text{ins}} = \text{berat isolator}$$

$$\rho_{\text{ins}} = \text{densitas isolator} = 18 \text{ lb/ft}^3$$

$$t_{\text{ins}} = \text{tebal isolator} = 0,13 \text{ ft}$$

$$W_{\text{ins}} = \frac{\pi}{12} \times D_{\text{ins}} \times X \times t_{\text{ins}} \times \rho_{\text{ins}}$$

$$W_{\text{ins}} = 55,92 X$$

$$f_{\text{dead ins.}} = \frac{\rho_{\text{ins}} \times t_{\text{ins}}}{144 (ts-c)}$$

$$f_{\text{dead ins}} = 0,39 X$$

Attachment

$$W_t \text{ isolasi} = \pi \times (D_o^2 - D_i^2) \times L/4$$

$$= 3,14 \times (4,94 - 4,90) \times \frac{39,15}{4}$$

$$= 13,01 \text{ lb}$$

$$\text{Wt top head} = 247,49 \text{ lb}$$

$$\text{Wt Tangga} = 25,00 \text{ lb/ft} \quad (\text{pp.157, Brownell, 1959})$$

$$\text{Wt over head vapor line} = 28,56 \text{ lb/ft}$$

$$\text{Total Wt} = 64,00 + 62,39 X$$

Dari Pers. 9.6, Brownell and Young, 1959 :

$$D_m = \text{diameter shell} = 59,57 \text{ in} = 4,94 \text{ ft (tanpa isolator)}$$

$$t_s = 0,26 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt attachment}} &= \frac{\sum \text{Weight of Attachment}}{12 \times \pi \times D_m \times (t_s - c)} \\ &= \frac{64,00 + 62,39 X}{12 \times 3,14 \times 59,57 \times (0,26 - 0,125)} \\ &= 0,82 + 0,22X \end{aligned}$$

Berat Tray + liquid (Dibawah $X = 4$) dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt (liquid + trays)}} &= \frac{\sum(\text{liq+tray})wt}{12 \times \pi \times D_m \times (t_s - c)} = \frac{\left(\frac{x}{2}-1\right) x 25 x \left(\frac{\pi D_m}{4}\right)}{12 \times \pi \times D_m \times (t_s - c)} \\ &= \frac{\left(\frac{x}{2}-1\right) x 25 x \left(\frac{3,14 x 59,57}{4}\right)}{12 \times 3,14 \times 59,57 \times (0,26 - 0,125)} \\ &= \frac{\left(\frac{x}{2}-1\right) x 300,85}{97,04} \\ &= 0,32 \left(\frac{x}{2} - 1\right) \\ &= 0,16 X - 0,32 \end{aligned}$$

$$\text{Wt tray} = 25 \text{ lb per ft}$$

(pp.157, Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned} f_{dx} &= f_{\text{dead st shell}} + f_{\text{dead wt iso.}} + f_{\text{dead wt trays}} + f_{\text{dead wt attach.}} \\ &= 47,90 X + 0,39 X + 64,00 + 62,39 X + 0,16 X - 0,32 \\ &= 115,01 X + 0,22 \end{aligned}$$

3) Perhitungan stress karena beban angin

$$P_{\text{angin}} = 25 \text{ lb/ft}^2 X^2 \quad (\text{Tabel 9.1 Brownell, 1959})$$

$$F_{wx} = \frac{15,89 x d_{eff} x X^2}{D_o^2(t_s - c)}$$

$$\begin{aligned} d_{eff} &= \text{diameter efektif shell untuk beban angin, in} \\ &= \text{kolom yang diisolasi + tangga} \\ &= 86,7239 \text{ in} \end{aligned}$$

$$F_{wx} = \frac{15,89 \times 59,06 \times X^2}{4,94^2(0,26-0,125)}$$

$$F_{wx} = 5,14 X^2$$

4) Perhitungan stress gabungan pada kondisi operasi

a. Kombinasi stress dalam pengaruh angin

Up wind side, f tensile

$$f_t(\max) = f_{wx} + f_{ap} - f_{dx}$$

$$= 5,14X^2 + 5827,88 - (115,01 X + 0,22)$$

$$= 5,14 X^2 - 115,01 X + 5.828,10$$

$$f = 20.000 \text{ psi}$$

$$e = 0,8$$

$$f \text{ allowable} = 20.000 \times 0,8 = 16.000 \text{ psi}$$

$$f \text{ allowable} = f_t(\max)$$

$$16.000 = 5,14 X^2 - 115,01 X + 5.828,10$$

$$0 = 5,14 X^2 - 115,01 X - 10.171,90$$

$$X^2 = a = 5,14$$

$$X = b = - 115,01$$

$$c = - 10.171,90$$

$$x_1 = 10.825,95$$

$$x_2 = -10.803,59$$

Down wind side, f compresi (fc)

$$f_c(\max) = f_{wx} - f_{ap} + f_{dx} \quad (\text{Pers. 9.80, Brownell, 1959})$$

$$f_c(\max) = 5,14 X^2 + 115,01X - 5.827,66$$

Dari stabilitas elastis, dengan pers:

$$f_c = 1,5 \times 10^6 (t/r) < 1/3 y.p \quad (\text{Pers. 2,25, Brownell, 1959})$$

Keterangan :

$$t = \text{ketebalan shell} = 0,26 \text{ in}$$

$$r_1 = \text{jari-jari dalam shell} = 29,53$$

$$y = \text{yield pont} = 50.000 \text{ psi} \quad (\text{Tab.3.2, Brownell and Young, 1959})$$

$$1/3 \times 50.000 = 16.666,6666 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} f_c &= 1,5 \times 10^6 (0,26/29,53) \\ &= 13.158,53 \text{ psi} \end{aligned}$$

karena f_c lebih besar dari $1/3 y.p$, maka digunakan $f_c = 16.666,6666 \text{ psi}$.

$$f_c = f_c(\max)$$

$$f_c = f_{wx} - f_{ap} + f_{dx} \quad (\text{Pers. 9.80, Brownell, 1959})$$

$$16.666,6666 = 5,14 X^2 + 115,01 X - 5.827,66$$

$$0 = 5,14 X^2 + 115,01 X - 5.844,32$$

$$X^2 = a = 5,14$$

$$X = b = 115,01$$

$$c = -5.844,32$$

$$x_1 = 46,69$$

$$x_2 = -24,33$$

b. Pemeriksaan terhadap stress karena gempa

Untuk ketinggian total menara (vessel + skirt) $32,22 + 8,06 = 40,28 \text{ ft}$, berat menara plus attachment, liquids, dan lainnya dapat dihitung dengan mengalikan compressive stress total terhadap berat dengan luas permukaan penampang menara.

$$F_{dw \text{ shell}} = 30,89 X = 2803,13 \text{ psi}$$

$$F_{dw \text{ ins}} = 0,58 X = 52,94 \text{ psi}$$

$$F_{dw \text{ attach}} = 0,62 X + 0,84 = 56,19 \text{ psi}$$

$$F_{dw \text{ (liq+tray)}} = 0,49 X - 0,98 = 44,47 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} F_{dw \text{ total}} &= F_{dw \text{ shell}} + F_{dw \text{ ins}} + F_{dw \text{ attach}} + F_{dw \text{ (liq+tray)}} \\ &= 2.272,18 \text{ psi} \end{aligned}$$

c. Momen karena gempa

$$M_{sx} = \frac{4CW X^2(3H-X)}{H^2} \quad (\text{Pers. 9.71. Brownell, 1959})$$

Keterangan :

M_{sx} = momen bending, lb

C = koefisien seismik = 0,08 (Tabel 9.3. Brownell, 1959)

H = tinggi menara total = 48,93 ft

W = berat menara = 2.598,71 lb/ft

X = tinggi total menara – tinggi skirt = 39,15 ft

Maka :

$$\begin{aligned}
 M_{sx} &= \frac{4CW X^2(3H-X)}{H^2} \\
 M_{sx} &= \frac{4(0,08)(5.729,16)(39,15)^2(3(48,93)-39,15)}{(48,93)^2} \\
 M_{sx} &= 126.311,50 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

d. Stress karena gempa, f_{sx}

$$\begin{aligned}
 F_{sx} &= \frac{M_{sx}}{\pi r^2 (ts-c)} \\
 &= \frac{126.311,50}{(3,14)(29,53)(0,26-0,08)} \\
 &= 257,72 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

e. Stress karena angin:

$$\begin{aligned}
 F_{wx} &= 5,14X^2 \\
 &= 5,14 \times (39,15)^2 \\
 &= 7.882,98 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$f_{wx} > f_{sx}$, maka f_{wx} yang mengontrol dan perhitungan pengecekan tinggi menara benar.

Kesimpulan :

Nama alat : Menara Distilasi

Kode alat : MD-301

Fungsi : Untuk memisahkan metil klorida, metilen klorida, dan hidrogen klorida

Tipe : *Plate Tower* (menara distilasi dengan *sieve tray*).

Tabel D.3.1 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-102)

Fungsi	Untuk memisahkan metil klorida, metilen klorida, dan hidrogen klorida
Kode	MD-301
Jenis	<i>Sieve Tray</i>
Kondisi Operasi	Kolom Bagian Atas: Suhu : -83,45°C

	Tekanan : 1 atm	
	Kolom Bagian Bawah:	
	Suhu : 39,61°C	
	Tekanan : 1 atm	
Dimensi	<i>Tray spacing</i>	0,55 m
	Diameter menara, Dc	1,50 m
	Tinggi weir	0,05 m
	<i>Tray thickness</i>	0,005 m
	Panjang weir	1,14 m
	Tinggi total menara	11,93 m
	Jumlah tray	18 plate (tanpa reboiler)
	Tinggi skirt	2,98 m
	Ketebalan skirt	0,0005 m
Rancangan Alat	Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-285 Grade C

LAMPIRAN E

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS

1. Pompa Air Sungai (P-401)

Fungsi : Memompa air dari sungai ke bak penampungan air.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 Unit *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Stainless Steel* AISI Tipe 316

Data:

Laju alir massa (F) = 37.474,627 kg/jam = 22,9493 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 g/L = 62,1610 lb_m/ft³

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,000516 lb_m/ft³.s

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{22,9493 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1610 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,3692 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3.9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3.9 (0,3692)^{0,45} (62,1610)^{0,13} \\ &= 4,2607 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 5 in

Schedule number = 40

Diameter luar (OD) = 5,563 in = 0,4636 ft

Diameter dalam (ID) = 5,047 in = 0,4206 ft

Inside sectional area = 0,1390 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,3692}{0,1390} \\ &= 2,6560 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$N_{Re} = \frac{\rho V D}{\mu}$$

$$= \frac{62,1610 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,4636 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 2,6560 \text{ ft}}{0,000516 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 148.325,18$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,00015$ dan $\varepsilon/D = 0,0003236$

Maka harga $f = 0,0045$ (Fig 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* (h_c) $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a.g_c}\right)$
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{2,6560^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 $= 0,0593 \text{ ft.lbf/lb}_m$
2. 0 *elbow 90°* (h_f) $= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c}\right)$
 $= 0(0,75) \left(\frac{2,6560^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0 \text{ ft.lbf/lb}_m$
3. 0 *check valve* (h_f) $= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c}\right)$
 $= 0(0,75) \left(\frac{2,6560^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0 \text{ ft.lbf/lb}_m$
4. Pipa lurus 50 ft (F_f) $= 4f \left(\frac{\Delta L.V}{D.2.g_c}\right)$
 $= 4(0,0045) \left(\frac{50(2,6560)}{(0,4636)(2)(32,714)}\right)$
 $= 0,07886 \text{ ft.lbf/lb}_m$
5. 1 *sharp edge exit* (h_{ex}) $= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a.g_c}\right)$
 $= (1-0) \left(\frac{2,6560^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 $= 0,1078 \text{ ft.lbf/lb}_m$
6. Total *friction loss* $\sum F = 0,2459 \text{ ft.lbf/lb}_m$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{\rho}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + \frac{\rho}{\gamma c} (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 0,2459 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -50,2459 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -50,2459/0.8000 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$W_p = 62,8074 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 22,9493 \text{ lb}_m/\text{s} \times 62,8074 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lb}_f/\text{s}}$$

$$= 2,6207 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 2,6207 Hp

2. Bak Penampungan Air (B-401)

Fungsi : Menampung air sungai untuk mengendapkan partikel-partikel yang besar tanpa bantuan bahan kimia.

Jenis : Bak dengan permukaan bentuk persegi

Junlah : 2 Unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : Beton

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 37.474,627 \text{ kg/jam} = 22,949274 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/jam} = 62,1610 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = 0,3692 \text{ ft}^3/\text{s} = 37,6355 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Bak pengendap dirancang untuk penampungan air selama 1 hari.

$$\text{Volume air buangan} = (37,6365 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}) = 903,2531 \text{ m}^3$$

$$\text{Bak terisi 90 \% maka volume bak} = 903,2531 \text{ m}^3/0,9 = 1.003,614 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

- Panjang bak = 2 x lebar bak (l)
- Tinggi bak = lebar bak (l)

$$\text{Maka, volume bak} = p \times l \times t$$

$$1.003,61 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l, \text{ maka } l = 7,94655 \text{ m}$$

Sehingga,

$$\text{Panjang bak} = 15,8931 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak} = 7,947 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak} = 7,947 \text{ m}$$

3. Pompa Bak Penampungan (P-402)

Fungsi : Memompa air dari bak penampungan air ke *clarifier*.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Stainless Steel* AISI Tipe 316

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 37.474,62 \text{ kg/jam} = 22,9493 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ g/L} = 62,1610 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,000516 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{22,9493 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1610 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,3692 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 (0,3692)^{0,45} (62,1610)^{0,13} \\ &= 4,2607 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Schedule number} &= 40 \\
 \text{Diameter luar (OD)} &= 5,563 \text{ in} &= 0,4636 \text{ ft} \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 5,047 \text{ in} &= 0,4206 \text{ ft} \\
 \text{Inside sectional area} &= 0,1390 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,3692}{0,1390} \\
 &= 2,6560 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\
 &= \frac{62,1610 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,4636 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 2,6560 \text{ ft}}{0,000516 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 148.325,18
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,00015$ dan $\varepsilon/D = 0,0003236$

Maka harga $f = 0,0045$ (Fig. 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned}
 1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 0,55 (1-0) \left(\frac{2,6560^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 0,0593 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 2. \quad 0 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 0(0,75) \left(\frac{2,6560^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 0 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 3. \quad 0 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 0(0,75) \left(\frac{2,6560^2}{(2)(32,714)}\right)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 4. \quad \text{Pipa lurus 50 ft (F}_f) &= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c} \right) \\
 &= 4(0,0045) \left(\frac{50(2,6560)}{(0,4636)(2)(32,714)} \right) \\
 &= 0,07886 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 5. \quad 1 \text{ sharp edge exit (h}_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c} \right) \\
 &= (1-0) \left(\frac{2,6560^2}{2(1)(32,714)} \right) \\
 &= 0,1078 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 6. \quad \text{Total friction loss } \sum F &= 0,2459 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{\rho}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{P} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 0,2459 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -50,2459 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -50,2459 / 0,8000 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 62,8074 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 22,9493 \text{ lb}_m/\text{s} \times 62,8074 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 2,6207 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 2,6207 Hp

4. Tangki Pelarutan Alumina [Al₂(SO₄)₃] (T-401)

Fungsi : Membuat larutan alumina [Al₂(SO₄)₃]
 Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar.
 Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
 Jumlah : 1 Unit

Volume tangki:

Al₂(SO₄)₃ yang digunakan = 6 %

Al₂(SO₄)₃ yang digunakan berupa larutan 30% (% berat)

Laju massa Al₂(SO₄)₃ = 1,8737 kg/jam

Densitas Al₂(SO₄)₃ 30% = 1.363 kg/m³ = 85,089 lb_m/ft³ (Perry, 1997)

Volume larutan (VI) = $\frac{1,8737 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,5 \times 1,363 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 3,2993 \text{ m}^3$

Faktor kelonggaran = 20%, Maka:

Volume tangki = 1,2 x 3,2993 m³ = 3,9591 m³

Diameter dan tebal tangki:

$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4}$ (Brownells & Young, 1959)

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki.

H_s : D_i = 2 : 1

Maka:

$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/2 D_i)}{4}$

$3,9591 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3 D_i)}{8}$

$3,9591 \text{ m}^3 = 1,57 \times D_i^3$

$2,5217 \text{ m}^3 = D_i^3$

D_i = 1,36114 m = 4,4656 ft

H_s = 2,7222 m = 8,9313 ft

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{3,2993 \text{ m}^3 \times 2,7222 \text{ m}}{3,9591 \text{ m}^3} \\ &= 2,2685 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 1.363 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 2,2685 \text{ m} \\ &= 30,3020 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (30,3020 + 101,325)$$

$$P_{\text{desain}} = 138,2084 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa}$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1.2 \times P)} \\ &= \frac{(138,2084) \times (53,5880)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1.2 \times 138,2084)} = 0,053136 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 1/8 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,053135 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,178 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tangki standar yang digunakan} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Daya Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six turbine impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = (1/3 \times 1,36114) \text{ m} = 0,4537 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 ; E = (1 \times 0,4537) \text{ m} = 0,4537 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = (1/4 \times 0,4537) \text{ m} = 0,1134 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = (1/5 \times 0,4537) \text{ m} = 0,0907 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = (1/12 \times 0,4537) \text{ m} = 0,0378 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = Diameter tangki

- Da = Diameter *impeller*
 E = Tinggi turbin dari dasar tangki
 L = Panjang *blade* pada turbin
 W = Lebar *blade* pada turbin
 J = Lebar *blade*

Kecepatan pengadukan (N) = 2 rps

Viskositas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 70% = 0,000672 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho \times N \times \text{Da}^2}{\mu}$$

$$= \frac{(85,0896) \times (2) \times (0,4537)^2}{0,000672} = 52.131,210$$

$N_{\text{Re}} > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times \text{Da}^5 \times \rho}{g_c} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6.3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$P = \frac{(6,3) \times (2)^3 \times (0,4537)^5 \times (85,089) \times (1)}{(32,714) \times (550)} = 0,00458 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{0,00458 \text{ Hp}}{0.8} = 0,005728 \text{ Hp}$$

5. Pompa Alumina [$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$] (P-403)

Fungsi : Memompa alumina dari tangki pelarutan alum ke *clarifier*

Jenis : Pompa injeksi

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Stainless Steel* AISI Tipe 316

Data:

Laju alir massa (F) = 1,87373 kg/jam = 0,00114 lb_m/s

Densitas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 30% (ρ) = 1.363 kg/m³ = 85,089 lb_m/ft³

Viskositas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 30% (μ) = 0,000672 lb_m/ft³.s

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,00114 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{85,089 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,0000134 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,0000134)^{0,45} (85,089)^{0,13} \\ &= 0,04470 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned} \text{Ukuran nominal} &= 0,1250 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Diameter dalam (ID)} &= 0,269 \text{ in} && = 0,02241 \text{ ft} \\ \text{Diameter luar (OD)} &= 0,405 \text{ in} && = 0,03375 \text{ ft} \\ \text{Inside sectional area} &= 0,0004 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0000134}{0,0004} \\ &= 0,03371 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{85,089 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,02241 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,03371 \text{ ft}}{0,000672 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 95,69315 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* dengan N_{Re} 95,69315 diperoleh harga $f = 0,16$

(Fig. 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,03371^2}{2(1)(32,714)}\right) \\ &= 0,000009554 \text{ ft.lbf/lb}_m \\ 2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 2(0,75)\left(\frac{0,03371^2}{(2)(32,714)}\right) \\
&= 0,00002605 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
3. \quad 0 \text{ check valve } (h_f) &= n.K_f.\left(\frac{V^2}{2.g_c}\right) \\
&= 0(0,75)\left(\frac{0,03371^2}{(2)(32,714)}\right) \\
&= 0 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
4. \quad \text{Pipa lurus 20 ft } (F_f) &= 4f.\left(\frac{\Delta L.V}{D.2.g_c}\right) \\
&= 4(0,16)\left(\frac{20(0,03371)}{(0,02241)(2)(32,714)}\right) \\
&= 0,294224 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1-\frac{A_2}{A_1}\right)\left(\frac{V^2}{2a.g_c}\right) \\
&= (1-0)\left(\frac{0,03371^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
&= 0,000017371 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \sum F &= 0,294277 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha}((v_2)^2 - (v_1)^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{P} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f.\text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0,294277 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,294277 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,00294277 / 0.8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 25,3678 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,00114 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,3678 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,0000529 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0000529 Hp

6. Tangki Pelarutan Soda Abu [Na₂CO₃] (T-402)

Fungsi : Membuat larutan soda abu (Na₂CO₃)

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 Unit

Volume tangki:

Na₂CO₃ yang digunakan = 27 ppm

Na₂CO₃ yang digunakan berupa larutan 6% (% berat)

Laju massa Na₂CO₃ = 1,0118 kg/jam

Densitas Na₂CO₃ 30% = 1.327 kg/m³ = 82,8423 lb_m/ft³ (Perry, 1997)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

$$\text{Volume larutan (VI)} = \frac{1,0118 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,3 \times 1,327 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 1,8299 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20 %, Maka:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 1,8299 \text{ m}^3 = 1,8665 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$$H_s : D_i = 2 : 1$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (2/1 D_i)}{4}$$

$$1,8665 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (2 D_i)}{4}$$

$$1,8665 \text{ m}^3 = 1,57 \times D_i^3$$

$$1,18889 \text{ m}^3 = D_i^3$$

$$D_i = 1,05937 \text{ m} = 3,4756 \text{ ft}$$

$$H_s = 2,11874 \text{ m} = 6,9512 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{1,8299 \times 2,1187}{1,8665} \\ &= 2,0772 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 1.327 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,0772 \text{ m} \\ &= 27,0130 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (27,0130 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa})$$

$$P_{\text{desain}} = 134,755 \text{ kPa}$$

Joint efficiency = 0,8 (Brownells & Young, 1959)

Allowable stress = 12.650 psia = 87.218,714 kPa

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(134,755) \times (41,7074)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 134,755)} = 0,04032 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,04032 in + 1/8 in = 0,165 in

Tebal *shell* standar yang digunakan 3/16 in = 0,1875 in (Brownell, 1959)

Daya Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six turbine impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = (1/3 \times 1,0593) \text{ m} = 0,3531 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 ; E = (1 \times 0,3531) \text{ m} = 0,3531 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = (1/4 \times 0,3531) \text{ m} = 0,0882 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = (1/5 \times 0,3531) \text{ m} = 0,0706 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = (1/12 \times 0,3531) \text{ m} = 0,0294 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = Diameter tangki

Da = Diameter *impeller*

E = Tinggi turbin dari dasar tangki

L = Panjang *blade* pada turbin

W = Lebar *blade* pada turbin

J = Lebar *blade*

Kecepatan pengadukan (N) = 2 rps

Viskositas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 70% = 0,000369 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{(82,8422) \times (2) \times (0,3531)^2}{0,000369} = 55.989,62$$

$N_{Re} > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{g_c} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6.3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$P = \frac{(6.3) \times (2)^3 \times (0,3531)^5 \times (82,842) \times (1)}{(32,714) \times (550)} = 0,001274 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{0,001274 \text{ Hp}}{0,8} = 0,001592 \text{ Hp}$$

7. Pompa Soda Abu [Na_2CO_3] (P-404)

Fungsi : Memompa soda abu dari tangki pelarutan soda abu ke

clarifier.

Jenis : Pompa sentrifugal
 Jumlah : 2 unit (1 *standby*)
 Bahan Konstruksi : *Commercial Stainless Steel* AISI Tipe 316

Data:

Laju alir massa (F) = 1,0118 kg/jam = 0,00061 lb_m/s
 Densitas Na₂CO₃ 30% (ρ) = 1.327 kg/m³ = 82,8422 lb_m/ft³
 Viskositas Na₂CO₃ 30% (μ) = 0,000369 lb_m/ft³.s

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,00061 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{82,8422 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0000074 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,0000074)^{0,45} (82,8422)^{0,13} \\ &= 0,009856104 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 0,1250 in
Schedule number = 40
 Diameter dalam (ID) = 0,269 in = 0,02241 ft
 Diameter luar (OD) = 0,405 in = 0,03375 ft
Inside sectional area = 0,0004 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0000074}{0,0004} \\ &= 0,018699 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{82,8422 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3} \times 0,018699 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,02241 \text{ ft}}{0,000369 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 94,1060 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* dengan nilai N_{Re} 94,1060 diperoleh harga $f = 0,16$

(Fig. 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned}
 1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\
 &= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,018699^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 0,00000293928 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 2(0,75) \left(\frac{0,018699^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 0,00000801622 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 3. \quad 0 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 0(0,75) \left(\frac{0,018699^2}{(2)(32,714)}\right) \\
 &= 0 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 4. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) &= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \\
 &= 4(0,16) \left(\frac{20(0,018699)}{(0,02241)(2)(32,714)}\right) \\
 &= 0,16319101 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\
 &= (1-0) \left(\frac{0,018699^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
 &= 0,00000534415 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss } \sum F = 0,163207 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{P} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,163207 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,163207 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,163207 / -0.8 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

$$W_p = 25,204009 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,00061963 \text{ lb}_m / \text{s} \times 25,204009 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{s}}$$

$$= 0,00002839 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,00002839 Hp

8. Clarifier (CL-401)

Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu.

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Tipe : *External Solid Recirculation Clarifier*

Jumlah : 1 unit

Data:

Laju massa air (F) : 37.474,62 kg/jam

Laju massa $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$: 1,8737 kg/jam

Laju massa Na_2CO_3 : 1,0118 kg/jam

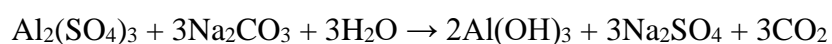
Laju massa total : 37.477,51 kg/jam

Densitas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$: 2.710 kg/m^3 (Perry, 1997)

Densitas Na_2CO_3 : 2.533 kg/m^3 (Perry, 1997)

Densitas air : 995,72 kg/m^3

Reaksi koagulasi:



Perhitungan:

Dari Metcalf & Eddy, 1984 diperoleh:

Untuk *clarifier* tipe upflow (radial):

Kedalaman = 5 – 10 m

Settling time = 1 – 3 jam

Dipilih kedalaman air (H) = 8 m dan *settling time* = 2 jam

Diameter dan tinggi *clarifier*:

$$\begin{aligned} \text{Densitas larutan } (\rho) &= \frac{37.474,62}{\frac{37.474,62}{995,72} + \frac{1,8737}{2,710} + \frac{1,0118}{2,533}} \\ &= 995,7478 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume cairan } v = \frac{37.474,62 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,7478 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 2 \text{ jam} = 75,2693 \text{ m}^3$$

$$D = \left(\frac{4 \times v}{\pi \cdot H} \right)^{1/2} = \left(\frac{4 \times 77,63219}{3,14 \times 8} \right)^{1/2} = 3,4620 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi } \textit{clarifier} = 1,5 \times 3,4620 \text{ m} = 5,1930 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,7478 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 8 \text{ m} \\ &= 78,066 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 78,066 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 179,3916 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \times 179,3916 \text{ kPa} = 188,3612 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa (Brownell, 1959)}$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(188,3612) \times (3,4620)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 188,3612)} = 0,00468 \text{ m} = 0,1842 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

$$\text{Maka tebal } \textit{shell} \text{ yang dibutuhkan} = 0,1842 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,3092 \text{ in}$$

$$\text{Tebal } \textit{shell} \text{ standar yang digunakan} = 5/16 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

9. Pompa Clarifier (P-405)

Fungsi : Memompa air dari *clarifier* air ke *sand filter*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Stainless Steel* AISI Tipe 316

Data:

Laju alir massa (F) = 1,0118 kg/jam = 0,00061 lb_m/s

Densitas Na₂CO₃ 30% (ρ) = 1.327 kg/m³ = 82,8422 lb_m/ft³

Viskositas Na₂CO₃ 30% (μ) = 0,000369 lb_m/ft³.s

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,00061 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{82,8422 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0000074 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,0000074)^{0,45} (82,8422)^{0,13} \\ &= 0,009856104 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 0,1250 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 0,269 in = 0,02241 ft

Diameter luar (OD) = 0,405 in = 0,03375 ft

Inside sectional area = 0,0004 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0000074}{0,0004} \\ &= 0,018699 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{82,8422 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3} \times 0,018699 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,02241 \text{ ft}}{0,000369 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3 \cdot \text{s}}} = 94,1060 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* dengan nilai N_{Re} 94,1060 diperoleh harga $f = 0,16$ (Fig. 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* (h_c) $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,018699^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 $= 0,00000293928 \text{ ft.lbf/lb}_m$
2. 1 *elbow 90°* (h_f) $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 $= 1(0,75) \left(\frac{0,018699^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0,00000801622 \text{ ft.lbf/lb}_m$
3. 0 *check valve* (h_f) $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 $= 1(0,75) \left(\frac{0,018699^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0 \text{ ft.lbf/lb}_m$
4. Pipa lurus 20 ft (F_f) $= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right)$
 $= 4(0,16) \left(\frac{20(0,018699)}{(0,02241)(2)(32,714)}\right)$
 $= 0,163191 \text{ ft.lbf/lb}_m$
5. 1 *sharp edge exit* (h_{ex}) $= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$
 $= (1-0) \left(\frac{0,018699^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 $= 0,00000534415 \text{ ft.lbf/lb}_m$

Total *friction loss* $\sum F = 0,163207 \text{ ft.lbf/lb}_m$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{P} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,163207 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,163207 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\%$$

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,163207 / -0.8 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$W_p = 25,204009 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,00061963 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,204009 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{s}}$$

$$= 0,00002839 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,00002839 Hp

10. Sand Filter (TS-401)

Fungsi : Tempat menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari *clarifier*

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 37.474,627 \text{ kg/jam} = 22,9493 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,1610 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viskositas air } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,000516 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

Sand filter dirancang untuk menampung $\frac{1}{4}$ jam operasi.

Direncanakan volume bahan penyaring $\frac{1}{3}$ volume tangki.

$$\text{Volume air (V}_a\text{)} = \frac{37.474,627 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 0,25 \text{ jam}}{995,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 9,4089 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki (V}_t\text{)} = (1,2 \times 9,4089) \text{ m}^3 = 11,2907 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total} = (1 + 0,3) \times 11,2907 \text{ m}^3 = 14,6779 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft^3)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki.

$H_s : D_i = 4 : 3$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (4/3 D_i)}{4}$$

$$14,6779 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (4 D_i)}{12}$$

$$44,0337 \text{ m}^3 = 3,14 \times D_i^3$$

$$D_i^3 = 14,0234 \text{ m}^3$$

$$D_i = 2,4114 \text{ m} = 7,9117 \text{ ft}$$

$$H_s = 3,2153 \text{ m} = 10,5489 \text{ ft}$$

Diameter dan tinggi tutup:

Diameter tinggi tutup = diameter tangki = 2,4114 m

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi tutup $D : H = 4 : 1$

$$\text{Tinggi tutup} = \frac{1}{4} \times (2,4114 \text{ m}) = 0,6028 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki total} = 3,2153 \text{ m} + (2 \times 0,6028 \text{ m}) = 4,4210 \text{ m}$$

Tebal shell dan dan tutup tangki:

$$\text{Tinggi penyaring} = \frac{1}{4} \times 4,4210 \text{ m} = 1,1052 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \left(\frac{9,4089 \text{ m}^3}{11,2907 \text{ m}^3} \right) \times 4,4210 \text{ m} = 3,6842 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h$$

$$= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 3,6842 \text{ m}$$

$$= 35,9508 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = 36,3231 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 137,2758 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 137,2758 \text{ kPa}) = 144,1396 \text{ kPa}$$

Joint efficiency = 0,8 (Brownell, 1959)

Allowable stress = 12.650 psia = 87.218,714 kPa (Brownell, 1959)

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$= \frac{(144,1396) \times (2,4114)}{(2 \times 87,218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 144,1396)} = 0,00249 \text{ m} = 0,09818 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,09818 in + 1/8 in = 0,2231 in

Tebal *shell* standar yang digunakan = 1/4 in = 0,25 in (Brownell, 1959)

11. Pompa Sand Filter (P-406)

Fungsi : Memompa air dari *sand filter* ke tangki air.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Stainless Steel* AISI Tipe 316

Data:

Laju alir massa (F) = 1,0118kg/jam = 0,00061 lb_m/s

Densitas Na₂CO₃ 30% (ρ) = 1.327 kg/m³ = 82,8422 lb_m/ft³

Viskositas Na₂CO₃ 30% (μ) = 0,000369 lb_m/ft³.s

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,00061 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{82,8422 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0000074 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$D_{\text{opt}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 3,9 (0,0000074)^{0,45} (82,8422)^{0,13}$$

$$= 0,009856104 \text{ in}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 0,1250 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 0,269 in = 0,02241 ft

Diameter luar (OD) = 0,405 in = 0,03375 ft

Inside sectional area = 0,0004 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,0000074}{0,0004}$$

$$= 0,018699 \text{ ft/s}$$

Sehingga:

$$N_{Re} = \frac{\rho V D}{\mu}$$

$$= \frac{82,8423 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,018699 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,02241 \text{ft}}{0,000369 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 94,1060$$

Untuk pipa *commercial steel* dengan nilai N_{Re} 94,1060 diperoleh harga $f = 0,16$

(Fig. 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,018699^2}{2(1)(32,714)}\right)$$

$$= 0,00000293928 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$2. \quad 1 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$$

$$= 1(0,75) \left(\frac{0,018699^2}{(2)(32,714)}\right)$$

$$= 0,00000801622 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$3. \quad 0 \text{ check valve } (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$$

$$\begin{aligned}
&= 0(0,75)\left(\frac{0,018699^2}{(2)(32,714)}\right) \\
&= 0 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
4. \quad \text{Pipa lurus 20 ft (F}_f) &= 4f\left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \\
&= 4(0,16)\left(\frac{20(0,018699)}{(0,02241)(2)(32,714)}\right) \\
&= 0,16319101 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit (h}_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)\left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\
&= (1-0)\left(\frac{0,018699^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
&= 0,00000534415 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \Sigma F &= 0,163207 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{P} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,163207 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,163207 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,163207 / -0.8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 25,204009 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,00061963 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,204009 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0.00002839 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0.00002839 Hp

12. Tangki Air (B-402)

Fungsi : Tempat menampung air sementara untuk didistribusikan ke unit lain.

Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar.

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 37.474,62 \text{ kg/jam} = 22,9493 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,1610 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,000516 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 1 jam operasi.

$$\text{Volume air } (V_a) = \frac{37.474,62 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 37,6357 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20% maka:

$$\text{Volume tangki} = (1,2 \times 37,6357 \text{ m}^3) = 45,1628 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

$$V_s = \text{Volume silinder (ft}^3\text{)}$$

$$D_i = \text{Diameter dalam silinder (ft)}$$

$$H_s = \text{Tinggi tangki silinder (ft)}$$

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki.

$$H_s : D_i = 3 : 4$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/4 D_i)}{4}$$

$$45,1628 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3 D_i)}{16}$$

$$240,8685 \text{ m}^3 = 3,14 \times D_i^3$$

$$76,7097 \text{ m}^3 = D_i^3$$

$$D_i = 4,2489 \text{ m} = 13,9401 \text{ ft}$$

$$H_s = 3,1867 \text{ m} = 10,4551 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \left(\frac{37,6357 \text{ m}^3 \times 3,1867 \text{ m}}{45,1628 \text{ m}^3} \right) = 2,6556 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 2,6556 \text{ m} \\ &= 25,91354 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 25,91354 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 127,2385 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1.05 \times 127,2385 \text{ kPa}) = 133,6004 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(133,6004) \times (4,2489)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 133,6004)} = 0,00407 \text{ m} = 0,16033 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,16033 in + 0,125 in = 0,28533 in

Tebal *shell* standar yang digunakan = 5/16 in = 0,3125 in (Brownell, 1959)

13. Pompa Tangki Air (P-407)

Fungsi : Memompa air dari tangki air ke kation *exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Stainless Steel* AISI Tipe 316

Data:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa (F)} &= 1,0118 \text{ kg/jam} &= 0,00061 \text{ lb}_m/\text{s} \\ \text{Densitas Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\% } (\rho) &= 1.327 \text{ kg/m}^3 &= 82,8422 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \\ \text{Viskositas Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\% } (\mu) &= 0,000369 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s} \end{aligned}$$

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,00061 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{82,8422 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0000074 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,0000077)^{0,45} (82,8423)^{0,13} \\ &= 0,009856104 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned} \text{Ukuran nominal} &= 0,1250 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Diameter dalam (ID)} &= 0,269 \text{ in} &= 0,02241 \text{ ft} \\ \text{Diameter luar (OD)} &= 0,405 \text{ in} &= 0,03375 \text{ ft} \\ \text{Inside sectional area} &= 0,0004 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0000074}{0,0004} \\ &= 0,018699 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{82,8422 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3} \times 0,018699 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,02241 \text{ ft}}{0,000369 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3 \cdot \text{s}}} = 94,1060 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* dengan nilai N_{Re} 94,1060 diperoleh harga $f = 0,16$ (Fig. 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$1. \quad 1 \text{ sharp edge enterance } (h_c) = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a.gc}\right)$$

$$\begin{aligned}
&= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,018699^2}{2(1)(32,714)} \right) \\
&= 0,00000293928 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c} \right) \\
&= 2(0,75) \left(\frac{0,018699^2}{(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,00000801622 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
3. \quad 0 \text{ check valve } (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c} \right) \\
&= 0(0,75) \left(\frac{0,018699^2}{(2)(32,714)} \right) \\
&= 0 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
4. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) &= 4f \left(\frac{\Delta L.V}{D.2.g_c} \right) \\
&= 4(0,16) \left(\frac{20(0,018699)}{(0,02241)(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,163191 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \left(\frac{V^2}{2a.g_c} \right) \\
&= (1-0) \left(\frac{0,018699^2}{2(1)(32,714)} \right) \\
&= 0,00000534415 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \sum F &= 0,163207 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{p^2 - p^1}{P} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft.lb}_m}{\text{lb}_f.\text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,163207 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,163207 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,163207 / -0.8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 25,204009 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,00061963 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,204009 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0.00002839 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0.00002839 Hp

14. Penukar Kation (*Cation Exchanger*) (KE-401)

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan *boiler*)

Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah ellipsoidal.

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

Laju alir massa air = 1.266,61 kg/jam = 0,78 lbm/s

Densitas air = 995,72 kg/m³ = 62,1610 lbm/ft³ (Perry, 1997)

Direncanakan $\frac{1}{4}$ volume tangki berisi resin.

$$\text{Volume resin} = \frac{\frac{1}{4} \times 1.266,61 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 0,318 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume larutan (V}_1) = \frac{1.266,61 \text{ kg/jam} \times 5/4}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 1,59006 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 1,59006 \text{ m}^3 = 1,90808 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^2 \times H_s \quad (H_s : D_t = 3 : 2)$$

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^3 = 1,1775 D_t^3$$

Volume tutup tangki *ellipsoidal* (Vh)

$$V_h = \frac{1}{24} \times \pi \times D_t^3 = 0,13083 D_t^3 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Volume tangki (Vt)

$$V_t = V_s + V_h$$

$$1,90808 = 1,1775 D_t^3 + 0,1308 D_t^3$$

$$1,4584 = D_t^3$$

$$D_t = 1,1340 \text{ m}$$

Tinggi silinder (Hs)

$$H_s = \frac{3}{2} \times D_t$$

$$H_s = \frac{3}{2} \times 1,1340 \text{ m} = 1,7011 \text{ m}$$

Tinggi *head* (Hh) : (Hh : D_t = 1 : 4)

$$H_h = \frac{1}{4} \times D_t$$

$$H_h = \frac{1}{4} \times 1,1340 \text{ m} = 0,2835 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (Ht):

$$H_t = H_s + (2 \times H_h)$$

$$= 1,7011 \text{ m} + (2 \times 0,2835 \text{ m}) = 2,2681 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki (Hc):

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{V_c \times H_s}{V_s} \\ &= \left(\frac{1,59006 \text{ m}^3 \times 1,7011 \text{ m}}{1,90808 \text{ m}^3} \right) \\ &= 1,4175 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,7011 \text{ m} \\ &= 16,5989 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (16,5989 + 101,325) \text{ kPa} = 117,9239 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1.05 \times 117,9239 \text{ kPa}) = 123,8201 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$= \frac{(123,8201) \times (1,1340)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 123,8201)} = 0,001007 \text{ m} = 0,0396 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,0396 \text{ in} + 0,125 \text{ in} = 0,1646 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

15. Tangki Pelarutan H₂SO₄ (T-403)

Fungsi : Tempat membuat larutan asam sulfat (H₂SO₄)

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar.

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki:

$$\text{Laju massa H}_2\text{SO}_4 = 0,103742 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas H}_2\text{SO}_4 \text{ 50\%} = 1.387 \text{ kg/m}^3 = 86,5879 \text{ lbm/ft}^3 \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\text{Kebutuhan perancangan} = 30 \text{ hari}$$

$$\text{Volume larutan (V}_1) = \frac{0,103742 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{0,5 \times 1.387 \text{ kg/m}^3} = 0,1077 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

$$\text{Volume tangki (V}_t) = (1,2 \times 0,1077 \text{ m}^3) = 0,1292 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Dimana:

$$V_s = \text{Volume silinder (ft}^3)$$

$$D_i = \text{Diameter dalam silinder (ft)}$$

H_s = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki.

$H_s : D_i = 3 : 2$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/2 D_i)}{4}$$

$$D_i^3 = 0,10976 \text{ m}^3$$

$$D_i = 0,4837 \text{ m}$$

$$H_s = 0,7256 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{0,1077 \text{ m}^3 \times 0,7182 \text{ m}}{0,1292 \text{ m}^3} = 0,5984 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 1.387 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,5984 \text{ m} \\ &= 9,7622 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (9,7622 + 101,325) \text{ kPa} = 111,0872 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 111,0872 \text{ kPa}) = 116,6415 \text{ kPa}$$

Joint efficiency = 0,8 (Brownell & Young, 1959)

Allowable stress = 12.650 psia = 87.218.714 kPa

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(116,6415) \times (0,4787)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 116,6415)} = 0,0004 \text{ m} = 0,0157 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,0157 in + 0,125 in = 0,1407 in

Tebal *shell* standar yang digunakan 3/16 in = 0,1875 in (Brownell, 1959)

Daya Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six turbine impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$Da/Dt = 1/3 \quad ; \quad Da = (1/3 \times 0,4787 \text{ m}) = 0,15960 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 \quad ; \quad E = (1 \times 0,15960 \text{ m}) = 0,15960 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 \quad ; \quad L = (1/4 \times 0,15960 \text{ m}) = 0,11970 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 \quad ; \quad W = (1/5 \times 0,15960 \text{ m}) = 0,09576 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 \quad ; \quad J = (1/12 \times 0,4787 \text{ m}) = 0,03990 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = Diameter tangki

Da = Diameter *impeller*

E = Tinggi turbin dari dasar tangki

L = Panjang *blade* pada turbin

W = Lebar *blade* pada turbin

J = Lebar *blade*

Kecepatan pengadukan (N) = 1 rps

Viskositas H₂SO₄ 50% = 0,00034942 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{(86,5879) \times (1) \times (0,15960)^2}{0,00034942} = 56.809,03$$

$N_{Re} > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6.3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$= \frac{(6,3) \times (1)^3 \times (0,15960)^5 \times (86,5879)}{(32,714) \times (550)} = 0,0000031395 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{0,0000031395 \text{ Hp}}{0,8} = 0,0000039244 \text{ Hp}$$

16. Pompa Larutan H₂SO₄ (P-408)

Fungsi : Memompa larutan H₂SO₄ ke kation *exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Stainless Steel* AISI Tipe 316

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 0,1037 \text{ kg/jam} = 0,000063531 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 1387 \text{ kg/jam} = 86,5879 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,000516 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,000063531 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{86,5879 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,00000073 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,00000073)^{0,45} (86,5879)^{0,13} \\ &= 0,01208 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 0,269 \text{ in} = 0,02241 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 0,405 \text{ in} = 0,0337 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,0004 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,00000073}{0,0004} \\ &= 0,00183 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{86,5879 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3} \times 0,00183 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,02241 \text{ ft}}{0,000516 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3 \cdot \text{s}}} = 6,899 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015$ dan $\epsilon/D = 0,0066$

Maka harga $f = 0,8$ (Fig. 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned}
1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\
&= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,00183^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
&= 2,8 \times 10^{-8} \text{ ft.lbf/lb}_m \\
2. \quad 0 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
&= 0(0,75) \left(\frac{0,00183^2}{(2)(32,714)}\right) \\
&= 0 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
3. \quad 0 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
&= 0(0,75) \left(\frac{0,00183^2}{(2)(32,714)}\right) \\
&= 0 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
4. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) &= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \\
&= 4(0,8) \left(\frac{20(0,00183)^2}{(0,02241)(2)(32,714)}\right) \\
&= 0,08004 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\
&= (1-0) \left(\frac{0,00183^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
&= 5,1 \times 10^{-8} \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \Sigma F &= 0,080044 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,080044 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,080044 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,080044 / -0.8 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

$$W_p = 25,10005 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,000063531 \text{ lb}_m / \text{s} \times 25,10005 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{s}}$$

$$= 0,00000289 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,00000290 Hp

17. Pompa Penukar Kation (*Cation Exchanger*) (P-409)

Fungsi : Memompa air dari kation *exchanger* ke anion *exchanger*.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Stainless Steel* AISI Tipe 316

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 1.266,61 \text{ kg/jam} = 0,78 \text{ lb}_m / \text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/jam} = 62,1610 \text{ lb}_m / \text{ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,000516 \text{ lb}_m / \text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,78 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1610 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,01247 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$D_{\text{opt}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 3,9 (0,01247)^{0,45} (62,1610)^{0,13}$$

$$= 0,9278 \text{ in}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran nominal} &= 1 \text{ in} \\
 \text{Schedule number} &= 40 \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 1,049 \text{ in} &= 0,0874 \text{ ft} \\
 \text{Diameter luar (OD)} &= 1,315 \text{ in} &= 0,1095 \text{ ft} \\
 \text{Inside sectional area} &= 0,006 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,01247}{0,006} \\
 &= 2,0797 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\
 &= \frac{62,1610 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 2,0797 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,0874 \text{ ft}}{0,000516 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{s}}} = 21.900,339
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015$ dan $\epsilon/D = 0,001716$

Maka harga $f = 0,007$ (Fig. 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* (h_c) $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{2,0797^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 $= 0,03636 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$
2. 2 *elbow 90°* (h_f) $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 $= 2(0,75) \left(\frac{2,0797^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0,09916 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$
3. 0 *check valve* (h_f) $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 $= 0(0,75) \left(\frac{2,0797^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$
4. Pipa lurus 20 ft (F_f) $= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right)$

$$\begin{aligned}
&= 4(0,007) \left(\frac{20(2,0797)^2}{(0,0874)(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,20364 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a_{gc}}\right) \\
&= (1-0) \left(\frac{2,0797^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
&= 0,06610 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \sum F &= 0,4052 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft.lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,4052 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,4052 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,4052 / -0.8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 25,5066 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,78 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,5066 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,03597 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,03605 Hp

18. Penukar Anion (*Anion Exchanger*) (AE-401)

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan *boiler*)

Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah ellipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

Laju alir massa air = 1.266,61 kg/jam = 0,78 lbm/s

Densitas air = 995,72 kg/m³ = 62,1610 lbm/ft³ (Perry, 1997)

Direncanakan $\frac{1}{4}$ volume tangki berisi resin.

$$\text{Volume resin} = \frac{\frac{1}{4} \times 1.266,61 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 0,318 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume larutan (V}_1) = \frac{1.266,61 \text{ kg/jam} \times 5/4}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 1,59006 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 1,59006 \text{ m}^3 = 1,90808 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^2 \times H_s \quad (H_s : D_t = 3 : 2)$$

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^3 = 1,1775 D_t^3$$

Volume tutup tangki *ellipsoidal* (Vh)

$$V_h = \frac{1}{24} \times \pi \times D_t^3 = 0,13083 D_t^3 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Volume tangki (Vt)

$$V_t = V_s + V_h$$

$$1,90808 = 1,1775 D_t^3 + 0,1308 D_t^3$$

$$1,4584 = D_t^3$$

$$D_t = 1,1340 \text{ m}$$

Tinggi silinder (Hs)

$$H_s = \frac{3}{2} \times D_t$$

$$H_s = \frac{3}{2} \times 1,1340 \text{ m} = 1,7011 \text{ m}$$

Tinggi *head* (Hh) : (Hh : D_t = 1 : 4)

$$Hh = \frac{1}{4} \times D_t$$

$$Hh = \frac{1}{4} \times 1,1340 \text{ m} = 0,2835 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (Ht):

$$\begin{aligned} Ht &= H_s + (2 \times Hh) \\ &= 1,7011 \text{ m} + (2 \times 0,2835 \text{ m}) = 2,2681 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam tangki (Hc):

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{V_c \times H_s}{V_s} \\ &= \left(\frac{1,59006 \text{ m}^3 \times 1,7011 \text{ m}}{1,90808 \text{ m}^3} \right) \\ &= 1,4175 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,7011 \text{ m} \\ &= 16,5989 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (16,5989 + 101,325) \text{ kPa} = 117,9239 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 117,9239 \text{ kPa}) = 123,8201 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(123,8201) \times (1,1340)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 123,8201)} = 0,001007 \text{ m} = 0,0396 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,0396 \text{ in} + 0,125 \text{ in} = 0,1646 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

19. Tangki Pelarutan NaOH (T-404)

Fungsi : Tempat membuat larutan natrium hidroksida (NaOH)

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar.

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki:

Laju massa NaOH = 1,38671 kg/jam

Densitas NaOH 50% = 1.518 kg/m³ = 94,7660 lbm/ft³ (Perry, 1997)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Volume larutan (V₁) = $\frac{1,38671 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{0,5 \times 1.518 \text{ kg/m}^3}$ = 1,3154 m³

Faktor kelonggaran = 20%

Volume tangki (V_t) = (1,2 × 1,3154 m³) = 1,5785 m³

Diameter dan tebal tangki

$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4}$ (Brownells & Young, 1959)

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki.

H_s : D_i = 3 : 2

Maka:

$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/2 D_i)}{4}$

D_i³ = 1,3405 m³

D_i = 1,1026 m

H_s = 1,6540 m

Tinggi cairan dalam tangki:

Tinggi cairan dalam tangki = $\frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}}$
 = $\frac{1,3154 \text{ m}^3 \times 1,6540 \text{ m}}{1,57854 \text{ m}^3}$ = 1,3783 m

P_{hidrostatik} = ρ × g × h
 = 1.518 kg/m³ × 9,8 m/s² × 1,3783 m
 = 24,6048 kPa

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$P = (24,6048 + 101,325) \text{ kPa} = 125,9298 \text{ kPa}$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 125,9298 \text{ kPa}) = 132,2264 \text{ kPa}$

Joint efficiency = 0.8 (Brownell & Young, 1959)

Allowable stress = 12.650 psia = 87.218,714 kPa

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$= \frac{(132,2264) \times (1,1026)}{(2 \times 87,218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 132,2264)} = 0,00104 \text{ m} = 0,04118 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,04241 in + 0,125 in = 0,16617 in

Tebal *shell* standar yang digunakan 3/16 in = 0,1875 in (Brownell, 1959)

Daya Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six turbine impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$Da/Dt = 1/3$; $Da = (1/3 \times 1,1026 \text{ m}) = 0,36755 \text{ m}$

$E/Da = 1$; $E = (1 \times 0,36755 \text{ m}) = 0,36755 \text{ m}$

$L/Da = 1/4$; $L = (1/4 \times 0,36755 \text{ m}) = 0,09189 \text{ m}$

$W/Da = 1/5$; $W = (1/5 \times 0,36755 \text{ m}) = 0,07351 \text{ m}$

$J/Dt = 1/12$; $J = (1/12 \times 1,1026 \text{ m}) = 0,09188 \text{ m}$

Dimana:

Dt = Diameter tangki

Da = Diameter *impeller*

E = Tinggi turbin dari dasar tangki

L = Panjang *blade* pada turbin

W = Lebar *blade* pada turbin

J = Lebar *blade*

Kecepatan pengadukan (N) = 1 rps

Viskositas NaOH 50% = 0,00034942 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{(94,76602) \times (1) \times (0,36755)^2}{0,00034942} = 329.738,52$$

$N_{Re} > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6,3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$= \frac{(6,3) \times (1)^3 \times (0,36755)^5 \times (94,76602)}{(32,714) \times (550)} = 0,000222 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor penggerak} = 80\%$$

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{0,000222 \text{ Hp}}{0,8} = 0,000278 \text{ Hp}$$

20. Pompa Larutan NaOH (P-410)

Fungsi : Memompa larutan NaOH ke anion *exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Stainless Steel* AISI Tipe 316

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 1,3867 \text{ kg/jam} = 0,00084 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 1.518 \text{ kg/jam} = 94,766 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,000516 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,00084 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{94,766 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,0000089 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$D_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 3,9 (0,0000089)^{0,45} (94,766)^{0,13}$$

$$= 0,0377 \text{ in}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 0,269 \text{ in} = 0,02241 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 0,405 \text{ in} = 0,0337 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,0004 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0000089}{0,0004} \\ &= 0,0224 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{94,766 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,0224 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,02241 \text{ ft}}{0,000516 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \cdot \text{s}}} = 92,2277 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015$ dan $\epsilon/D = 0,0066$

Maka harga $f = 0,2$ (Fig 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* (h_c)

$$\begin{aligned} &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,0224^2}{2(1)(32,714)}\right) \\ &= 4,2 \times 10^{-6} \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$
2. 2 *elbow 90°* (h_f)

$$\begin{aligned} &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\ &= 2(0,75) \left(\frac{0,0224^2}{(2)(32,714)}\right) \\ &= 1,2 \times 10^{-5} \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$
3. 0 *check valve* (h_f)

$$\begin{aligned} &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\ &= 0(0,75) \left(\frac{0,0224^2}{(2)(32,714)}\right) \\ &= 0 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$
4. Pipa lurus 20 ft (F_f)

$$\begin{aligned} &= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \\ &= 4(0,2) \left(\frac{20(0,0224)^2}{(0,02241)(2)(32,714)}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,2444 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\
 &= (1-0) \left(\frac{0,0224^2}{2(1)(32.714)}\right) \\
 &= 7,7 \times 10^{-6} \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 \text{Total friction loss } \Sigma F &= 0,244427 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p^2 - p^1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,244427 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,244427 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,244427 / -0.8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 25,3055 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,00084 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,3055 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,00003907 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor 0,000039 Hp

21. Pompa Penukar Anion (*Anion Exchanger*) (P-411)

Fungsi : Memompa air dari anion *exchanger* ke *deaerator*.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)
 Bahan Konstruksi : *Commercial Stainless Steel* AISI Tipe 316

Data:

Laju alir massa (F) = 1.266,61 kg/jam = 0,78 lb_m/s
 Densitas air (ρ) = 995,72 kg/jam = 62,1610 lb_m/ft³
 Viskositas (μ) = 0,8007 cP = 0,000516 lb_m/ft³.s

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,78 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1610 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,01247 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,01247)^{0,45} (62,1610)^{0,13} \\ &= 0,9278 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 1 in
Schedule number = 40
 Diameter dalam (ID) = 1,049 in = 0,0874 ft
 Diameter luar (OD) = 1,315 in = 0,1095 ft
Inside sectional area = 0,006 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,01247}{0,006} \\ &= 2,0797 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{62,1610 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3} \times 2,0797 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,0874 \text{ ft}}{0,000516 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3 \cdot \text{s}}} = 21.900,339 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga ε = 0,00015 dan ε/D = 0,001716

Maka harga f = 0,007 (Fig. 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned}
1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\
&= 0,55 (1-0) \left(\frac{2,0797^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
&= 0,03636 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
&= 2(0,75) \left(\frac{2,0797^2}{(2)(32,714)}\right) \\
&= 0,09916 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
3. \quad 0 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \\
&= 1(0,75) \left(\frac{2,0797^2}{(2)(32,714)}\right) \\
&= 0 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
4. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) &= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \\
&= 4(0,007) \left(\frac{20(2,0797)^2}{(0,0874)(2)(32,714)}\right) \\
&= 0,20364 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \\
&= (1-0) \left(\frac{2,0797^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
&= 0,06610 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \sum F &= 0,4052 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{P} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,4052 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,4052 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,4052 / -0.8 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

$$W_p = 25,5066 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,78 \text{ lb}_m / \text{s} \times 25,5066 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{s}}$$

$$= 0,03597 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,03605 Hp

22. Pompa Daerator (P-412)

Fungsi : Memompa air dari *daerator* ke *boiler*.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial Stainless Steel* AISI Tipe 316

Data:

Laju alir massa (F) = 1.266,61 kg/jam = 0,78 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/jam = 62,1610 lb_m/ft³

Viskositas (μ) = 0,8007 cP = 0,000516 lb_m/ft³·s

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,78 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1610 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,01247 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$D_{\text{opt}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 3,9 (0,01247)^{0,45} (62,1610)^{0,13}$$

$$= 0,9278 \text{ in}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran nominal} &= 1 \text{ in} \\
 \text{Schedule number} &= 40 \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 1,049 \text{ in} &= 0,0874 \text{ ft} \\
 \text{Diameter luar (OD)} &= 1,315 \text{ in} &= 0,1095 \text{ ft} \\
 \text{Inside sectional area} &= 0,006 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,01247}{0,006} \\
 &= 2,0797 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\
 &= \frac{62,1610 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 2,0797 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,0874 \text{ ft}}{0,000516 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{s}}} = 21.900,339
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015$ dan $\epsilon/D = 0,001716$

Maka harga $f = 0,007$ (Fig. 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

1. 1 *sharp edge entrance* (h_c) $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right)$
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{2,0797^2}{2(1)(32,714)}\right)$
 $= 0,03636 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$
2. 0 *elbow 90°* (h_f) $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 $= 0(0,75) \left(\frac{2,0797^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$
3. 0 *check valve* (h_f) $= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right)$
 $= 0(0,75) \left(\frac{2,0797^2}{(2)(32,714)}\right)$
 $= 0 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$
4. Pipa lurus 20 ft (F_f) $= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right)$

$$\begin{aligned}
&= 4(0,007) \left(\frac{20(2,0797)^2}{(0,0874)(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,20364 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a_{gc}}\right) \\
&= (1-0) \left(\frac{2,0797^2}{2(1)(32,714)}\right) \\
&= 0,06610 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \sum F &= 0,4052 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 0,4052 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,4052 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -20,4052 / -0.8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 25,5066 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,78 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,5066 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,03597 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,03605 Hp

23. Boiler (KB-401)

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses
 Jenis : Ketel pipa air (*water tube boiler*)
 Jumlah : 1 unit
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*
 Kondisi operasi : Uap yang digunakan bersuhu 320°C dari *steam table*,
Reklaitis, diperoleh kalor laten steam 532,5112 Btu/lbm.
 Laju alir massa air = 5.277,55 kg/jam = 11.634,98 lbm/jam

Perhitungan:

$$W = \frac{34,5 \times P \times 970,3}{H}$$

Dimana:

P : Daya boiler, Hp

W : Kebutuhan uap, lbm/jam

H : Kalor laten *steam*, Btu/lbm

Maka,

$$P = \frac{11.634,98 \text{ lbm/jam} \times 532,5112 \text{ Btu/lbm}}{34,5 \times 970,3} = 185,08 \text{ Hp}$$

Menghitung Jumlah Tube

Luas permukaan perpindahan panas,

$$A = P \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp} \\ = 185,08 \text{ Hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} = 1.850,84 \text{ ft}^2$$

Direncanakan menggunakan *tube* dengan spesifikasi:

Panjang *tube*, L = 30 ft

Diameter *tube* = 3 in

Luas permukaan pipa, a' = 0.917 ft²/ft (Kern, 1965)

Sehingga jumlah *tube*,

$$N = \frac{A}{L \times a'} = \frac{1.850,84 \text{ ft}^2}{(30 \text{ ft}) \times (0,917 \text{ ft}^2/\text{ft})} = 67,28 \text{ buah} = 68 \text{ Buah}$$

24. Menara Air Pendingin (*Water Cooling Tower*) (WCT-401)

Fungsi : Menurunkan temperatur air pendingin bekas dari
 temperatur 90°C menjadi 27°C

Jenis : *Mechanical Draft Cooling Tower*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

Temperatur air masuk, T_2 = 90°C = 194°F

Temperatur keluar, T_1 = 27°C = $80,6^\circ\text{F}$

Temperatur bola basah T_w = 75°F (Perry, 1997)

Konstanta air = $1,375 \text{ gpm/ft}^2$ (Perry, 1997)

Laju massa air pendingin = $2.017,79 \text{ kg/jam}$
= $4.448,46 \text{ lbm/jam}$

Densitas air (ρ) = $995,72 \text{ kg/m}^3$ (Perry, 1997)

Laju volumetrik air pendingin (Q) = $\frac{2.017,79 \text{ kg/jam}}{995,72 \text{ kg/m}^3}$
= $2,03 \text{ m}^3/\text{jam}$
= $8,92 \text{ gpm}$

Luas Menara = $\frac{8,92 \text{ gpm}}{1,375 \text{ gpm/ft}^2} = 6,49 \text{ ft}^2$

Daya untuk standar *tower performance* 90% = $0,031 \text{ hp/ft}^2$

(Fig 12-15, Perry, 1997)

Daya untuk *fan* = $0,031 \text{ hp/ft}^2 \times 6,49 \text{ ft}^2 = 0,20 \text{ Hp}$

Dipakai *fan* dengan daya 0,2 Hp

Kecepatan rata-rata udara masuk = $4 - 6 \text{ ft/s}$ (Perry, 1997)

Kapasitas *fan* dipakai = $3,2 \times 10^5 \text{ ft}^3/\text{s}$ (Perry, 1997)

Pada temperatur bola basah 75°F , densitas udara = $0,073 \text{ lb/ft}^3$ (Kern, 1965)

$L = \frac{4.448,46 \text{ lbm/jam}}{6,49 \text{ ft}^2} = 685,68 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$

G (Kec. udara masuk) = $6 \text{ ft/s} \times 0,073 \text{ lb/ft}^3$
= $0,438 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s}$
= $1.576,8 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$

$\frac{L}{G} = \frac{685,68 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{1.576,8 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}} = 0,43$

Pada temperatur bola basah 75°F , diperoleh $H_1 = 34,09 \text{ Btu/lb}$ (Perry, 1997)

$H_2 = H_1 + \frac{L}{G} (T_2 - T_1)$
= $34,09 \text{ Btu/lb} + 0,43 (194 - 80,6)^\circ\text{C}$

$$= 83,40 \text{ Btu/lb udara kering}$$

Dari gambar 17.12 Kern. 1965 diperoleh:

$$\text{Pada temperatur air masuk } T_2 = 194^\circ\text{F}, \quad H_2 = 160,7 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Pada temperatur air keluar, } T_1 = 80,6^\circ\text{F}, \quad H_1 = 43,3 \text{ Btu/lb}$$

Log Mean Enthalpy Difference:

$$\text{Bagian atas menara : } H_2' - H_2 = 160,7 - 83,3931 = 77,3068 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Bagian bawah menara: } H_1' - H_1 = 43,3 - 34,09 = 9,21 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Log mean } (H' - H) = \frac{77,30 - 9,21}{2,3 \log\left(\frac{77,30}{9,21}\right)} = 32,0413 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Tinggi tower, } Z = \frac{nd \times L}{K \times a} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$\text{HDU} = \frac{Z}{nd}$$

Dimana:

$$L = \text{Liquid loading (lb/ft}^2\text{.jam)}$$

$$K \times a = \text{Koefisien perpindahan panas overall (lb/ft}^2\text{.jam(lb/lb))}$$

$$Z = \text{Tinggi tower (ft)}$$

$$\text{HDU} = \text{Height of Diffusion Unit (ft)}$$

$$nd = K \times a \times V/L = dT/(H' - H) = (194 - 80,6)/32,0439 = 3,5391$$

$$\text{Untuk industri digunakan harga } K \times a = 100 \text{ (lb/ft}^3\text{.jam(lb/lb))}$$

$$\text{Tinggi tower, } Z = \frac{nd \times L}{K \times a} = \frac{3,5391 \times 685,5491}{100} = 24,2675 \text{ ft} = 7,7619 \text{ m}$$

$$\text{HDU} = \frac{Z}{nd} = \frac{24,2675}{3,5391} = 6,8568 \text{ ft} = 2,1612 \text{ m}$$

25. Pompa WCT (P-413)

Fungsi : Memompa air dari menara air pendingin ke unit proses

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial Stainless Steel* AISI Tipe 316

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 2.017,79 \text{ kg/jam} = 1,24 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/jam} = 62,1610 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,000516 \text{ lb}_m/\text{ft}^3\text{.s}$$

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{1,24 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,1610 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} = 0,0183 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 (0,0183)^{0,45} (62,1610)^{0,13} \\ &= 1,144 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 1,38 \text{ in} = 0,1149 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,00104 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0183}{0,00104} \\ &= 1,9114 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{62,1610 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1,9114 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,1149 \text{ ft}}{0,000516 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 26.479,223 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,00015$ dan $\varepsilon/D = 0,001$

Maka harga $f = 0,0065$ (Fig. 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{1,9114^2}{2(1)(32,714)}\right) \\ &= 0,030712 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
2. \quad 1 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c} \right) \\
&= 1(0,75) \left(\frac{1,9114^2}{(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,083760 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
3. \quad 0 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c} \right) \\
&= 0(0,75) \left(\frac{1,9114^2}{(2)(32,714)} \right) \\
&= 0 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
4. \quad \text{Pipa lurus } 30 \text{ ft } (F_f) &= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c} \right) \\
&= 4(0,0065) \left(\frac{30(1,9114)^2}{(0,1149)(2)(32,714)} \right) \\
&= 0,19815 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \left(\frac{V^2}{2 \cdot a \cdot g_c} \right) \\
&= (1-0) \left(\frac{1,9114^2}{2(1)(32,714)} \right) \\
&= 0,05584 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \Sigma F &= 0,3265 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 30 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (30 \text{ ft}) + 0 + 0,3265 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -30,3265 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -30,3265 / -0.8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 37,9082 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 1,24 \text{ lb}_m/\text{s} \times 37,9082 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,0851 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,082 Hp

26. Tangki Penampungan Air Domestik (B-403)

Fungsi : Menampung air dari menara air untuk keperluan air domestik.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 1.006,461 \text{ kg/jam} = 0,6163 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,1610 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \quad (\text{Perry, 1997})$$

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 1 hari.

$$\text{Volume larutan (V}_1) = \frac{1.006,461 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 1 \text{ hari}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 24,2588 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

$$\text{Volume tangki} = (1,2 \times 24,2588 \text{ m}^3) = 29,1106 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft^3)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki.

$$H_s : D_i = 3 : 4$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/4 D_i)}{4}$$

$$29,1106 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3 D_i)}{16}$$

$$465,7708 \text{ m}^3 = 3,14 \times 3D_i^3$$

$$D_i^3 = 49,4448 \text{ m}^3$$

$$D_i = 3,6703 \text{ m} = 12,041 \text{ ft}$$

$$H_s = 2,7527 \text{ m} = 9,031 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{24,2588 \times 2,7527}{29,1106} = 2,2939 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,2939 \text{ m} \\ &= 22,3846 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (22,3846 + 101,325) \text{ kPa} = 123,7096 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 123,7096 \text{ kPa}) = 129,8951 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(129,8951) \times (3,6703)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 129,8951)} = 0,00342 \text{ m} = 0,13465 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,13465 in + 0,125 in = 0,2596 in

Tebal *shell* standar yang digunakan 5/16 in = 0,3125 in (Brownell, 1959)

Tebal tutup terbuat dari bahan yang sama dengan dinding tangki dan ditetapkan tebal tutup 5/16 in.

27. Tangki Pelarut Kaporit [Ca(ClO)₂] (T-405)

Fungsi : Tempat membuat larutan klorin untuk proses klorinasi air domestik.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki:

Kaporit yang digunakan = 2 ppm

Kaporit yang digunakan berupa larutan 70% (%berat)

Laju massa kaporit (F) = 0,002875 kg/jam

Densitas kaporit 70% (ρ) = 1.272 kg/m³ = 79,4086 lbm/ft³ (Perry, 1997)

Kebutuhan perancangan = 90 hari

Volume larutan (V₁) = $\frac{0,002875 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 90 \text{ hari}}{0,7 \times 1.272 \text{ kg/m}^2}$ = 0,00697 m³

Faktor kelonggaran = 20%

Volume tangki = (1,2 x 0,00697 m³) = 0,00837 m³

Diameter dan tebal tangki:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki.

H_s : D_i = 3 : 2

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/2 D_i)}{4}$$

$$0,00837 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3 D_i)}{8}$$

$$0,06696 \text{ m}^3 = 3,14 \times 3D_i^3$$

$$D_i^3 = 0,007109 \text{ m}^3$$

$$D_i = 0,1922 \text{ m} = 0,6308 \text{ ft}$$

$$H_s = 0,2884 \text{ m} = 0,9462 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \\ &= \frac{0,006975 \times 0,2884}{0,008371} = 0,24035 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 1.272 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,2884 \text{ m} \\ &= 3,5953 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = (3,5953 + 101,325) \text{ kPa} = 104,9203 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 104,9203 \text{ kPa}) = 110,16639 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \\ &= \frac{(110,1663) \times (0,1922)}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 110,1663)} = 0,00015 \text{ m} = 0,00598 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 1/8 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Maka tebal } \textit{shell} \text{ yang dibutuhkan} = 0,00598 \text{ in} + 0,125 \text{ in} = 0,1309 \text{ in}$$

$$\text{Tebal } \textit{shell} \text{ standar yang digunakan } 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Daya Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six turbine impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$D_a/D_t = 1/3 ; D_a = (1/3 \times 0,1922 \text{ m}) = 0,06409 \text{ m}$$

$$E/D_a = 1 ; E = (1 \times 0,06409 \text{ m}) = 0,06409 \text{ m}$$

$$L/D_a = 1/4 ; L = (1/4 \times 0,06409 \text{ m}) = 0,01602 \text{ m}$$

$$W/D_a = 1/5 ; W = (1/5 \times 0,06409 \text{ m}) = 0,01281 \text{ m}$$

$$J/D_t = 1/12 ; J = (1/12 \times 0,06409 \text{ m}) = 0,00534 \text{ m}$$

Dimana:

$$D_t = \text{Diameter tangki}$$

- Da = Diameter *impeller*
 E = Tinggi turbin dari dasar tangki
 L = Panjang *blade* pada turbin
 W = Lebar *blade* pada turbin
 J = Lebar *blade*

Kecepatan pengadukan (N) = 1 rps

Viskositas kaporit 70% = 0,00067197 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{(79.4086) \times (1) \times (0,06409)^2}{0.00067197} = 485,4603$$

$N_{Re} < 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$K_r = 6,3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$= \frac{(6.3) \times (1)^3 \times (0,06409)^5 \times (79,4086)}{(32,714) \times (550)} = 0,000000030075 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{0,000000030075 \text{ Hp}}{80 \%} = 0,0000000375 \text{ Hp}$$

28. Pompa Air Domestik (P-414)

Fungsi : Memompa air dari tangki air untuk kebutuhan domestik.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial Stainless Steel* AISI Tipe 316

Data:

Laju alir massa (F) = 1.006,461 kg/jam = 0,6163 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/jam = 62,1610 lb_m/ft³

Viskositas (μ) = 0,8007 cP = 0,000516 lb_m/ft³.s

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{0,6163 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}}}{62,1610 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}} = 0,009915 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,009915)^{0,45} (62,1610)^{0,13} \\ &= 0,8366 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned} \text{Ukuran nominal} &= 1 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Diameter dalam (ID)} &= 1,049 \text{ in} && = 0,0874 \text{ ft} \\ \text{Diameter luar (OD)} &= 1,315 \text{ in} && = 0,1095 \text{ ft} \\ \text{Inside sectional area} &= 0,006 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,009915}{0,006} \\ &= 1,6525 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho VD}{\mu} \\ &= \frac{62,1610 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1,6525 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,0874 \text{ ft}}{0,000516 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \text{s}}} = 17.402,218 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,00015$ dan $\varepsilon/D = 0,002$

Maka harga $f = 0,0085$ (Fig. 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a.g_c}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{1,6525^2}{2(1)(32.714)}\right) \\ &= 0,02295 \text{ ft.lbf/lb}_m \\ 2. \quad 1 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n.K_f \left(\frac{V^2}{2.g_c}\right) \\ &= 1(0,75) \left(\frac{1,6525^2}{(2)(32.714)}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,06261 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 3. \quad 0 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c} \right) \\
 &= 0(0,75) \left(\frac{1,6525^2}{(2)(32,714)} \right) \\
 &= 0 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 4. \quad \text{Pipa lurus 50 ft } (F_f) &= 4f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c} \right) \\
 &= 4(0,0085) \left(\frac{50(1,6525)^2}{(0,0874)(2)(32,714)} \right) \\
 &= 0,49121 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c} \right) \\
 &= (1-0) \left(\frac{1,6525^2}{2(1)(32,714)} \right) \\
 &= 0,04174 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 \text{Total friction loss } \sum F &= 0,5872 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2.116,22 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,714 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 0,5872 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -50,5872 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = -50,5872 / -0.8 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_p = 63,2340 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa:

$$P = m \times W_p$$

$$= 0,6163 \text{ lb}_m/\text{s} \times 63,2340 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,0708 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0.0709 Hp

LAMPIRAN F

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Beberapa asumsi yang digunakan dalam prarancangan pabrik Metil Klorida ini adalah sebagai berikut:

Kapasitas produksi : 150.000 ton /tahun

Waktu Pabrik Beroperasi : 330 hari/tahun

Harga alat disesuaikan dengan nilai tukar dolar rupiah. Untuk US\$1= 14.888,95 (<http://kursdollarbankindonesia.net/10Juni20223>)

F.1 Harga Peralatan

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Marshall and Swift Equipment Cost Index*. Besarnya harga alat tahun sekarang dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Indeks harga alat tahun sekarang}}{\text{Indeks harga alat tahun X}} \times \text{Harga tahun X}$$

F.1.1 Penentuan Indeks Harga Peralatan

Penentuan harga peralatan untuk tahun 2027 dihitung berdasarkan *Marshall and Swift Equipment Cost Index*.

Tabel F.1 *Marshall and Swift Equipment Cost Index* tahun 2002-2009

No.	Tahun	Indeks
1.	2002	1.104,2
2.	2003	1.123,6
3.	2004	1.178,5
4.	2005	1.244,5
5.	2006	1.302,3
6.	2007	1.373,3
7.	2008	1.449,3
8.	2009	1.468,6

(Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index*, 2010)

Dengan metode *Least Square* (Peter & Timmerhaus Ed.4, hal 760-761) dapat dilakukan penaksiran indeks harga rata-rata pada akhir tahun 2027. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan persamaan:

$$y = a + b X$$

Keterangan:

a = \bar{y} , harga rata-rata y

b = $\frac{(n)(\sum xy) - (\sum x)(\sum y)}{(n)(\sum x^2) - (\sum x)^2}$, slop garis *least square*

X = Variabel tahun ke x-1

Tabel F.2 Penaksiran Indeks Harga dengan Metode *Least Square*

Data	X	Y	X ²	Y ²	XY
1	2002	1.104,2	4.008.004	1.219.257,64	2.210.608,4
2	2003	1.123,6	4.012.009	1.262.476,96	2.250.570,8
3	2004	1.178,5	4.016.016	1.388.862,25	2.361.714
4	2005	1.244,5	4.020.025	1.548.780,25	2.495.222,5
5	2006	1.302,3	4.024.036	1.695.985,29	2.612.413,8
6	2007	1.373,3	4.028.049	1.885.952,89	2.756.213,1
7	2008	1.449,3	4.032.064	2.100.470,49	2.910.194,4
8	2009	1.468,6	4.036.081	2.156.785,96	2.950.417,4
Total	16.044	10.244,3	32.176.284	13.258.571,73	20.547.354,4

$$\sum x = 16.044$$

$$n = 8$$

$$\begin{aligned} \bar{x} &= \sum x/n \\ &= 16.044/8 \\ &= 2.005,5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (\sum x)^2 &= 16.044^2 \\ &= 257.409.936 \end{aligned}$$

Persamaan 17.20 Peter & Timmerhaus Ed.4:

$$\begin{aligned} \sum (x - \bar{x})^2 &= (\sum x^2) - (\sum x)^2/n \\ &= 32.176.284 - 16.044^2/8 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 42 \\
 \sum y &= 10.244,3 \\
 \bar{y} &= \sum y/n \\
 &= 10.244,3/8 \\
 &= 1.280,5375 \\
 (\sum y)^2 &= 10.244,3^2 \\
 &= 13.258.571,73 \\
 \sum xy &= 20.547.354,4
 \end{aligned}$$

Persamaan 17.20 Peter & Timmerhaus Ed.4:

$$\begin{aligned}
 \sum(x - \bar{x})(x - \bar{y}) &= \sum xy - \sum y (\sum x/n) \\
 &= 20.547.354,4 - 10.244,3 \times (16.044/8) \\
 &= 2.410,75
 \end{aligned}$$

Nilai:

$$\begin{aligned}
 a &= y = 1.280,5375 \\
 b &= \frac{8 \times 20.547.354,4 - 16.044 \times 10.244,3}{8 \times 32.176.284 - (16.044)^2} \\
 &= 57,3988
 \end{aligned}$$

Jadi persamaannya:

$$\begin{aligned}
 y &= a + b(x - \bar{x}) \\
 &= 1.280,5375 + 57,3988(x - 2.005,5)
 \end{aligned}$$

Untuk $x = 2027$, maka:

$$\begin{aligned}
 y &= 1.280,5375 + 57,3988(2027 - 2.005,5) \\
 &= 2.514,6119
 \end{aligned}$$

Jadi, *cost index* pada tahun 2027 adalah 2.514,6119

Data harga peralatan yang digunakan diambil dari Peter & Timmerhaus pada basis tahun 2009 dengan *cost index* sebesar 1.468,6 seras sumber lainnya dengan indeks yang disesuaikan.

F.1.2 Contoh Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga untuk peralatan proses pada tahun 2027 adalah sebagai berikut:

1. Tangki Penyimpanan HCl (T-100)

Tipe	: Tangki silinder vertikal	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>	
Kapasitas	: 18.985,8952 ft ³	= 118.260,1035 galon
Tekanan	: 1 atm	
Harga tahun 2014	: \$ 120.600	(www.matche.com)
Harga tahun 2027	: \$ 120.600 × (2.514,6119/1.468,6)	
	: \$ 206.497.4777	

Dengan cara yang sama maka harga untuk peralatan proses lain dapat dilihat pada **Tabel F.3** peralatan proses.

Tabel F.3 Harga Peralatan Proses

Nama Alat	Jumlah	Harga per unit Tahun 2014 (US\$)	Harga per unit Tahun 2027 (US\$)
Tangki HCl (TK-100)	1	120.600.0	206.497,4777
Tangki Methanol (TK-101)	1	110.500.0	189.203,7420
Tangki Produk (TK-102)	1	125.000.0	214.031,3823
Pompa (P-100)	1	9.000.0	15.410,2595
Kompressoer (K-100)	1	34.500.0	59.072,6615
Heat Exchanger (HE-101)	1	60.000.0	102.735,0635
Condensor partial (E-103)	1	52.600.0	90.064,4057
Condensor (E-104)	1	67.000.0	114.720,8209
Pre-Heater (E-102)	1	27.800.0	47.600,5794
Separtor (S-100)	1	70.300.0	120.371,2494
Distilasi (D-100)	1	97.500.0	166.944,4782
Reaktor	1	426.700.0	730.617,5267
Vaporizer (E-100)	1	27.800.0	47.600,5794

Total			2.104.870,2264
--------------	--	--	----------------

Jadi harga total peralatan proses pada tahun 2027 adalah US\$ 2.058.639,4478
= US\$ 2.104.870,2264 × Rp. 14.888,-
= Rp. 31.339.307.557,6667

F.1.3 Contoh Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Harga untuk peralatan utilitas pada tahun 2027 adalah sebagai berikut:

1. Pompa air sungai

Tipe : Pompa sentrifugal
Bahan konstruksi : *Commercial Steel*
Harga tahun 2014 : \$ 13.600 (www.matche.com)
Harga tahun 2027 : \$ 13.600 × (2.514,6119/1.468,6)
: \$ 23.286,6144

Dengan cara yang sama maka harga untuk peralatan utilitas lain dapat dilihat pada Tabel F.4 peralatan utilitas.

Tabel F.4 Harga Peralatan Utilitas

Nama Alat	Jumlah	Harga per unit Tahun 2014 (Us\$)	Harga per unit Tahun 2025 (Us\$)
Pompa air sungai	1	13.600	23.286,6144
Bak penampung air	1	5.577	9.549,2242
Pompa bak pengendapan	1	6.800	11.643,3072
Tangki pelarutan alum	1	14.000	23.971,5148
Pompa alum	1	6.800	11.643,3072
Tangki pelarutan soda abu	1	8.600	14.725,3591
Pompa soda abu	1	6.800	11.643,3072
Clarifier	1	10.000	17.122,5106
Pompa clarifier	1	13.600	23.286,6144

Sand filter	1	10.000	17.122,5106
Pompa sand filter	1	6.800	11.643,3072
Tangki air	1	18.500	31.676,6446
Pompa tangki air	1	6.800	11.643,3072
Penukar kation	1	19.200	32.875,2203
Tangki pelarutan asam sulfat	1	12.400	21.231,9131
Pompa penukar kation	1	6.800	11.643,3072
Penukar anion	1	19.200	32.875,2203
Tangki pelarutan natrium Hidroksida	1	11.500	19.690,8872
Pompa anion	1	6.800	11.643,3072
Deaerator	1	19.200	32.875,2203
Pompa deaerator	1	6.800	11.643,3072
Boiler	1	52.200	89.379,5053
Water cooling tower	1	25.300	43.319,9518
Pompa water cooling tower	1	6.800	11.643,3072
Tangki penampung air domestik	1	17.500	29.964,3935
Tangki pelarut kaporit	1	6.800	11.643,3072
Pompa tangki air domestik	1	6.800	11.643,3072
Bak penmpungan air domestik	1	5.577	9.549,2242
Bak penampung limbah	1	5.577	9.549,2242
Bak penetralan	1	5.577	9.549,2242
Bak pengendapan	1	5.577	9.549,2242
Generator	1	20.000	34.245,0212
Total		387.485	663.471,6015

Jadi harga total peralatan proses pada tahun 2025 adalah US\$ 633,182.649

= US\$ 663.471,6015 × Rp.14.888,-

= Rp.9.878.395.500,6772

Biaya peralatan (PEC) = Total harga peralatan proses + Total peralatan utilitas

= Rp. 28.008.164.2239 + Rp. 9.878.395.500,6772

= Rp. 38.312.557.407,826

F.2 Harga Tanah

Tanah yang digunakan dikelompokkan dalam berbagai harga dalam perincian Tabel F.5 sebagai berikut:

Tabel F.5 Perincian Harga Tanah

No	Nama Tanah	Luas (m ²)	Jumlah (Rp)
1	Area proses	30.000	21.000.000.000
2	Area produk	1.200	840.000.000
3	Area bahan baku	700	490.000.000
4	Aula	400	280.000.000
5	Bengkel	400	280.000.000
6	Kantin	600	420.000.000
7	Laboratorium	400	280.000.000
8	Parkir	1.300	910.000.000
9	Pembangkit listrik	2.000	1.400.000.000
10	Perumahan karyawan	15.500	10.850.000.000
11	Pengolahan Air	1.500	1.050.000.000
12	Pengolahan limbah	500	350.000.000
13	Perkantoran	2.000	1.400.000.000
14	Perpustakaan	1.500	1.050.000.000
15	Poliklinik	900	630.000.000
16	Pos satpam	100	70.000.000
17	Ruang boiler	500	350.000.000
18	Stasiun operator	600	420.000.000
19	Taman	500	350.000.000
20	Tempat ibadah	1.500	1.050.000.000

21	Unit pemadam kebakaran	1.000	700.000.000
22	Daerah evakuasi	10.000	7.000.000.000
Total		73,100	51.170.000.000

F.3 Harga Bahan Baku

1. Metanol (CH₃OH)

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 12.140,6983 \text{ kg/jam} \\ &= 291.376,7592 \text{ kg/hari} \\ &= 96.154.330,5360 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\text{Harga bahan baku} = \text{Rp } 5.520/\text{kg (PT. Kaltim Methanol Industri)}$$

$$\begin{aligned} \text{Pembelian tiap tahun} &= 96.154.330,5360 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 5.520/\text{kg} \\ &= \text{Rp. } 530.771.904.558,7200 \end{aligned}$$

2. Asam klorida (HCl)

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 13.815,0226 \text{ kg/jam} \\ &= 331.560,5424 \text{ kg/hari} \\ &= 109.414.978,9920 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\text{Harga bahan baku} = \text{Rp } 3.150/\text{kg (PT. Asahimas Chemical)}$$

$$\begin{aligned} \text{Pembelian tiap tahun} &= 109.414.978,9920 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 3.150/\text{kg} \\ &= \text{Rp. } 344.657.183.824,8000 \end{aligned}$$

Jadi total harga pembelian bahan baku per tahun adalah

$$= \text{Pembelian tiap tahun methanol} + \text{Pembelian tiap tahun asam klorida}$$

$$= \text{Rp. } 530.771.904.558,7200 + \text{Rp. } 344.657.183.824,8000$$

$$= \text{Rp. } 875.429.088.383,5200$$

F.4 Harga Katalis

1. Zink Klorida

$$\text{Kebutuhan} = 2.573.3170 \text{ kg/tahun}$$

Harga ba

$$\text{han baku} = \text{Rp. } 16.334,2096/\text{kg (PT. Aurometalindo Mitra)}$$

$$\begin{aligned} \text{Pembelian tiap tahun} &= 2.573.3170 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp. } 16.334,2096/\text{kg} \\ &= \text{Rp. } 67.179.733,2452 \end{aligned}$$

F.5 Biaya Utilitas

1. Kebutuhan Listrik

Kebutuhan Daya	= 19,86 Btu/jam
Nilai Bakar Solar	= 2.792.680,2731 Btu/lb
Kebutuhan Bahan Bakar	= 63,.826.,6655 kg/jam
	= 71,7154 L/jam
	= 628.226,5049 L/tahun
Harga Solar	= Rp. 6.500/L
Pembelian tiap tahun	= 628.226,5049 L/tahun × Rp. 6.500/L
	= Rp. 4.083.472.282,1199

2. Kebutuhan Bahan Bakar

Nilai Bakar Batubara Lignit	= 7.000 Btu/lb
Kebutuhan Bahan Bakar	= 79.781,9055 kg/jam
	= 698.889.492,2400 kg/tahun
Harga Batubara Lignit	= Rp. 735,75/kg (US Energy Information)
Pembelian tiap tahun	= 698.889.492,2400kg/tahun × Rp 735,75/kg
	= Rp. 514.207.943.915,5660

3. Kebutuhan Alum [Al₂(SO₄)₃]

Kebutuhan	= 2.186,2398 kg/jam
	= 52.469,7552 kg/hari
	= 19.151.460,6621 kg/tahun
Harga bahan baku	= Rp. 10.343,9039/kg (BPS)
Pembelian tiap tahun	= 19.151.460,6621kg/tahun × Rp 10.343,9039/kg
	= Rp. 198.100.868.633,5750

4. Kebutuhan Soda Kaustik (NaOH)

Kebutuhan	= 1,6098 kg/jam
	= 38,6348 kg/hari
	= 14.101,6863 kg/tahun
Harga bahan baku	= Rp. 8.759,4594/kg (BPS)
Pembelian tiap tahun	= 14.101,6863 kg/tahun × Rp 8.759,4594/kg
	= Rp. 123.523.148,6514

5. Kebutuhan Soda Abu (Na_2CO_3)

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} &= 1.180,5695 \text{ kg/jam} \\
 &= 28.333,6678 \text{ kg/hari} \\
 &= 10.341.788,7575 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Harga bahan baku} &= \text{Rp. } 5.293,3294/\text{kg (BPS)} \\
 \text{Pembelian tiap tahun} &= 10.341.788,7575 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp. } 5.293,3294/\text{kg} \\
 &= \text{Rp. } 54.742.494.478,8945
 \end{aligned}$$

6. Kebutuhan Kaporit [$\text{Ca}(\text{ClO})_2$]

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} &= 0,0030 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,0715 \text{ kg/hari} \\
 &= 26,0798 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Harga bahan baku} &= \text{Rp } 7.681,3688/\text{kg (BPS)} \\
 \text{Pembelian tiap tahun} &= 26,0798 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 7.681,3688/\text{kg} \\
 &= \text{Rp. } 200.328,3426
 \end{aligned}$$

7. Kebutuhan Asam Sulfat H_2SO_4

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} &= 0,1153 \text{ kg/jam} \\
 &= 2,7682 \text{ kg/hari} \\
 &= 1.010,3941 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Harga bahan baku} &= \text{Rp } 6.524,2569 /\text{kg (BPS)} \\
 \text{Pembelian tiap tahun} &= 1.010,3941 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp. } 6.524,2569 /\text{kg} \\
 &= \text{Rp. } 6.592.070,8755
 \end{aligned}$$

Jadi total harga biaya utilitas per tahun adalah

$$\begin{aligned}
 &= \text{Pembelian tiap tahun (Listrik + Bahan bakar + alum + Soda kaustik + soda abu +} \\
 &\text{Kaporit + Asam sulfat)} \\
 &= \text{Rp}4.083.472.282,1199 + \text{Rp}514.207.943.915,5660 + \text{Rp}198.100.868.633,5750 + \\
 &\text{Rp. } 123.523.148,6514 + \text{Rp. } 54.742.494.478,8945 + \text{Rp. } 200.328,3426+ \text{Rp.} \\
 &6.592.070,8755 \\
 &= \text{Rp. } 771.249.517.027,2770
 \end{aligned}$$

F.6 Harga Produk dan Penjualan

1. Produksi Metil Klorida

$$\begin{aligned} \text{Produksi} &= 150.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 150.000.000 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$2. \text{ Harga Produk} = \text{Rp. } 21.870 \text{ /kg}$$

$$\begin{aligned} 3. \text{ Harga Penjualan tiap tahun} &= 150.000.000 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp. } 21.870 \text{ /kg} \\ &= \text{Rp. } 2.830.500.000.000 \end{aligned}$$

F.7 Modal Untuk Pembelian Tanah

$$1. \text{ Biaya pembelian tanah lokasi pabrik} = \text{Rp. } 700.000 \text{ /m}^2$$

$$2. \text{ Luas seluruh tanah} = 73.100 \text{ m}^2$$

$$3. \text{ Harga tanah keseluruhan} = \text{Rp. } 51.170.000.000$$

$$\begin{aligned} 4. \text{ Biaya perataan tanah 4-8\% dari harga tanah keseluruhan diambil 4 \%} \\ &= 4\% \times \text{Rp. } 51.170.000.000 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp. } 2.046.800.000$$

$$5. \text{ Total biaya tanah} = \text{Rp. } 51.170.000.000$$

F.8 Gaji Karyawan

Biaya untuk gaji karyawan selama satu bulan dapat diperkirakan dan direncanakan seperti terlihat pada **Tabel F.6** sebagai berikut:

Tabel F.6 Gaji Karyawan

No	Golongan	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah	Total
1	Dewan Komisaris	30.000.000	4	120.000.000
2	Direktur Utama	40.000.000	1	40.000.000
3	Manager	30.000.000	3	90.000.000
4	Kepala Bagian	10.000.000	6	60.000.000
5	Kepala Seksi	8.000.000	18	144.000.000
6	Staf Ahli	10.000.000	1	10.000.000
7	Sekretaris	5.000.000	1	5.000.000
8	Karyawan Laboratorium	5.000.000	8	40.000.000
9	Karyawan Pengendalian Kualitas	5.000.000	10	50.000.000
10	Karyawan	5.000.000	5	25.000.000

	Pengendalian Lingkungan			
11	Karyawan Utilitas	5.000.000	9	45.000.000
12	Kararwan Instrumen	5.000.000	8	40.000.000
13	Karyawan Proses Produksi	5.000.000	98	490.000.000
14	Karyawan Mesin	5.000.000	9	45.000.000
15	Karyawan Listrik	5.000.000	4	20.000.000
16	Karywan Pemasaraan	5.000.000	6	30.000.000
17	Karyawan Kesehatan	5.000.000	6	30.000.000
18	Karyawan Bengkel	4.000.000	9	36.000.000
19	Tranportasi	3.800.000	6	22.800.000
20	Keamanan	4.000.000	24	96.000.000
21	Kebersihan	3.500.000	12	42.000.000
Total			251	1.477.200.000

Total gaji karyawan selama 1 bulan Rp. 1.477.200.000

Jadi total gaji karyawan selama 1 tahun Rp. 17.726.400.000

F.9 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment*)

Direct cost atau biaya langsung adalah biaya yang diperlukan ntuk pembangunan pabrik. Biaya ini meliputi:

1. Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)

Pemasangan peralatan meliputi biaya pekerja, pondasi, penyangga, podium. Biaya konstruksi dan faktor lainnya berhubungan langsung dengan pemasangan peralatan. Meliputi pemasangan, pengecatan, dan isolasi peralatan. Besarnya biaya pemasangan sekitar 25-55% dari biaya peralatan, diambil sebesar 40% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya pemasangan alat} &= 40\% \times \text{PEC} \\
 &= 40\% \times \text{Rp. } 38.312.557.407,826 \\
 &= \text{Rp. } 17.726.400.000
 \end{aligned}$$

2. Biaya Instrumentasi dan Kontrol

Biaya total instrumentasi tergantung pada jumlah kontrol yang diperlukan

dan sekitar 8-50% dari biaya peralatan. Diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya instrumentasi dan kontrol} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{Rp. } 38.312.557.407,826 \\ &= \text{Rp. } 11.493.767.222 \end{aligned}$$

3. Biaya Perpipaan (*Piping Cost*)

Meliputi biaya pekerja pembungkus pipa, *valve, fitting*, pipa penyangga dan lainnya yang termasuk dalam pemasangan semua pipa yang digunakan secara langsung dalam proses. Besarnya biaya perpipaan sekitar 10-80% dari biaya peralatan, diambil sebesar 70% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya perpipaan} &= 70\% \times \text{PEC} \\ &= 70\% \times \text{Rp. } 38.312.557.407,826 \\ &= \text{Rp. } 26.818.790.185 \end{aligned}$$

4. Biaya Instalasi Listrik (*Electrical Installation*)

Biaya untuk instalasi listrik meliputi pekerjaan instalasi utama dan material untuk daya dan lampu dengan penerangan gedung termasuk biaya seris. Besarnya sekitar 10-40% dari biaya peralatan, diambil sebesar 35% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya instalasi listrik} &= 35\% \times \text{PEC} \\ &= 35\% \times \text{Rp. } 38.312.557.407,826 \\ &= \text{Rp. } 13.409.395.093 \end{aligned}$$

1. Harga peralatan	% C	Rp. 38.312.557.407
2. Pemasangan alat	% PEC	Rp. 17.726.400.000
3. Instrumen dan kontrol	% PEC	Rp. 11.493.767.222
4. Perpipaan	% PEC	Rp. 26.818.790.185
5. Instalasi listrik	% PEC	Rp. 13.409.395.093
ee On Board (FOB)		Rp. 109.190.788.612

1. Biaya Pengadaan Alat (*Purchased Equipment Cost*)

Biaya pengadaan alat adalah biaya pembelian peralatan pabrik dari tempat pembelian sampai ke lokasi pabrik. Biaya terdiri dari:

- a. Biaya Angkutan Kapal $= 20\% \times \text{FOB}$
 $= 20\% \times \text{Rp. } 109.190.788.612$
 $= \text{Rp. } 21.838.157.722$
 Maka: *Cost & Freight* (C&F) = Biaya angkutan kapal + FOB
 $= \text{Rp. } 23.101.743.925 + \text{Rp. } 109.190.788.612$
 $= \text{Rp. } 131.028.946.335$
- b. Asuransi pengangkutan $= 1\% \times \text{C\&F}$
 $= 1\% \times \text{Rp. } 131.028.946.335$
 $= \text{Rp. } 1.310.289.463$
 Maka: CIF $= \text{Biaya asuransi pengangkutan} + \text{C\&F}$
 $= \text{Rp. } 131.028.946.335 + \text{Rp. } 1.310.289.463$
 $= \text{Rp. } 132.339.235.798$
- c. Transportasi ke lokasi $= 10\% \times \text{CIF}$
 $= 10\% \times \text{Rp. } 132.339.235.798$
 $= \text{Rp. } 13.233.923.580$

2. Biaya Bangunan (*Building Including Service*)

Biaya untuk bangunan termasuk servis terdiri dari pekerja, material, dan persediaan yang terlibat dalam pemansangan semua gedung yang berhubungan dengan pabrik. Besarnya sekitar 10-70% dari biaya peralatan, diambil sebesar 45% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya bangunan} &= 45\% \times \text{PEC} \\ &= 45\% \times \text{Rp. } 38.312.557.407 \\ &= \text{Rp. } 17.240.650.834 \end{aligned}$$

3. Biaya Pengembangan Lahan (*Yard Improvment*)

Biaya ini meliputi biaya untuk pagar, sekolah dasar, fasilitas olahraga, jalan raya, jalan alternatif, pertamanan, dan lainnya. Dalam industri kimia nilainya 5-15% dari biaya peralatan, diambil sebesar 12% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya pengembangan lahan} &= 12\% \times \text{PEC} \\ &= 12\% \times \text{Rp. } 38.312.557.407 \\ &= \text{Rp. } 4.597.506.889 \end{aligned}$$

4. Tanah (*Land*)

Total biaya tanah = Rp. 53.216.800.000

5. *Service Facilities*

Biaya ini meliputi perawatan fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik. Dalam industri kimia nilainya sekitar 30-80% dari biaya peralatan, diambil sebesar 70% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Service Facilities} &= 70\% \times \text{PEC} \\ &= 70\% \times \text{Rp. } 38.312.557.407 \\ &= \text{Rp. } 26.818.790.185 \end{aligned}$$

F.10 *Penentuan Fix Capital Investment*

A. *Total Direct Cost (DC)*

- | | | |
|----|--|------------------------|
| 1. | <i>Cost of Insurance & Freight (CIF)</i> | = Rp. 132.339.235.798 |
| 2. | Transportasi ke lokasi | = Rp. 13.233.923.580 |
| 3. | Biaya bangunan | = Rp. 17.240.650.834 |
| 4. | <i>Yard Improvement</i> | = Rp. 4.597.506.889 |
| 5. | Tanah | = Rp. 53.216.800.000 |
| 6. | <i>Service Facilities</i> | = Rp. 26.818.790.185 + |

***Direct Cost (DC)* = Rp. 247.446.907.286**

B. *Indirect Cost (IC)*

Indirect cost atau biaya tidak langsung meliputi:

a. Biaya Teknik dan Survisi (*Engineering and Supervision Cost*)

Biaya untuk desain konstruksi dan teknik, gambar, akuntansi, konstruksian biaya teknik, travel, reproduksi, komunikasi dan biaya kantor pusat. Besar nya 5-30% dari biaya langsung, diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Teknik dan supervisi} &= 30\% \times \text{DC} \\ &= 30\% \times \text{Rp. } 247.446.907.286 \\ &= \text{Rp. } 74.234.072.186 \end{aligned}$$

Biaya Konstruksi (*Construction Cost*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 10-30% dari biaya langsung, diambil sebesar 30% (Peters &

Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Konstruksi} &= 30\% \times \text{DC} \\ &= 30\% \times \text{Rp. } 247.446.907.286 \\ &= \text{Rp. } 74.234.072.186\end{aligned}$$

b. Biaya Perizinan

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 5-10% dari biaya langsung, diambil sebesar 8% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Perizinan} &= 8\% \times \text{DC} \\ &= 8\% \times \text{Rp. } 74.234.072.186 \\ &= \text{Rp. } 19.795.752.583\end{aligned}$$

c. Biaya Jasa Kontraktor (*Contractor's fee*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 3-10% dari biaya langsung, diambil sebesar 4% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Jasa Kontraktor} &= 4\% \times \text{DC} \\ &= 4\% \times \text{Rp. } 74.234.072.186 \\ &= \text{Rp. } 9.897.876.291\end{aligned}$$

d. Biaya Tak Terduga (*Contingencies*)

Faktor biaya tak terduga biasanya dilibatkan dalam estimasi investasi modal untuk menjamin kejadian yang tak terduga. Seperti badai, banjir, perubahan harga, perubahan desain yang kecil, kesalahan dalam estimasi dan biaya tak terduga lainnya. Biaya ini berkisar 5-30% dari total FCI, diambil 15% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Biaya tak terduga} = 10\% \times \text{FCI}$$

e. *Plant Start Up*

Sebelum pabrik beroperasi, kemungkinan akan ada perubahan-perubahan yang bertujuan untuk mengoptimalkan kondisi desain. Perubahan itu meliputi material. Peralatan dan kerugian bila pabrik hanya beroperasi dengan kapasitas menurun. Biaya ini berkisar 0-12% dari modal tetap (FCI), diambil sebesar 4% (Peters & Timmerhaus, 1991).

	<i>Plant Start Up</i>	= 4% × FCI	
1.	Biaya teknik dan supervisi	= Rp. 74.234.072.186	
2.	Biaya konstruksi	= Rp. 74.234.072.186	
3.	Biaya perizinan	= Rp. 19.795.752.583	
4.	Biaya jasa kontraktor	= Rp. 9.897.876.291	
5.	Biaya tak terduga	= 10% FCI	
6.	<i>Plant start up</i>	= 4% FCI	+
<i>Indirect Cost (IC)</i>		= Rp. 178.161.773.246 + 14% FCI	

Fixed Capital Investment (FCI)

FCI = *Direct Cost + Indirect Cost*

FCI = Rp. 247.446.907.286 + Rp. 178.161.773.246 + 14% FCI

FCI-14% FCI = Rp. 425.608.532

FCI = Rp. 532.010.850.665

Sehingga dapat dihitung:

Biaya tak terduga = 10% × Rp. 532.010.850.665 = Rp. 53.201.085.066

Plant Start Up = 4% × Rp. 532.010.850.665 = Rp. 21.280.434.027 +
= Rp. 74.481.519.093

Indirect Cost (IC) = Rp. 178.161.773.246 + Rp. 74.481.519.093
= Rp. 252.643.292.339

F.11 Working Capital Investment (WCI)

Working capital untuk industri pabrik terdiri dari jumlah total uang yang diinvestasikan untuk, stok bahan baku dan persediaan, stok produk akhir dalam proses yang sedang dibuat, uang diterima (*accountreceivable*), uang terbayar (*account payable*), dan pajak terbayar (*taxes payable*). Perbandingan *working capital* terhadap *total capital investment* bervariasi untuk perusahaan yang berbeda, namun sebagian besar pabrik kimia menggunakan *working capital* awal sebesar 10-20% dari *total capital investment*. Diambil sebesar 15% (Peters & Timmerhaus, 1991).

WCI = 15% *Total Capital Investment*

WCI = TCI – FCI

15% TCI = TCI – FCI

TCI – 15% TCI = FCI

85% TCI = Rp. 532.010.850.665

TCI = Rp. 665.013.563.331

Sehingga:

WCI = 15% TCI

WCI = 15% (Rp. 665.013.563.331)

WCI = Rp. 133.002.712.666

F.12 Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost*)

a. Biaya Produksi Langsung (*Direction Production Cost*)

Bahan Baku (1 tahun)	(A)	= Rp. 875.429.088.383	
Tenaga Kerja	(A-2)	= Rp. 17.726.400.000	
Pengawasan Langsung	20% (A-2)	= Rp. 3.545.280.000	
Utilitas		= Rp. 771.249.517.027	
<i>Maintenance</i> & Perbaikan	7% FCI	= Rp. 37.240.759.547	
<i>Supply</i> Pabrik	0,5% FCI	= Rp. 2.660.054.253	
Laboratorium	10%(A-2)	= Rp. 1.772.640.000	
<i>Patent and Royalti</i>	3% TPC	3% TPC	+
Total biaya produksi langsung (DPC)		= Rp 1.709.623.739.211 + 3% TPC	

b. Biaya Tetap (*Fixed Charges*)

Depresiasi (peralatan, gedung)	4% PEC	= Rp. 1.532.502.296	
Pajak	2% FCI	= Rp. 10.640.217.013	
Asuransi	1% FCI	= Rp. 5.320.108.507	
Bunga	13% FCI	= Rp. 69.161.410.586	+
Total biaya tetap (<i>Fixed Charges</i>)		= Rp. 86.654.238.403	

c. Biaya *Plant Overhead* (*Plant Overhead Cost*)

Plant Overhead (POC) = 5% TPC

Total biaya pembuatan (*Manufacturing Cost, MC*):

$MC = FC + DPC + POC$

$MC = \text{Rp. } 86.654.238.403 + \text{Rp. } 1.709.623.739.211 + 3\% \text{ TPC} + 5\% \text{ TPC}$

$MC = \text{Rp. } 1.796.277.977.613 + 8\% \text{ TPC}$

Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)

Biaya Administrasi = 4% TPC

Biaya Distribusi dan Penjualan = 10% TPC

Biaya R&D = 5% TPC +

Biaya Pengeluaran Umum (GE) = 19% TPC

Total Biaya Produksi (TPC) = MC + GE

TPC = $\text{Rp. } 1.796.277.977.613 + 8\% \text{ TPC} + 19\% \text{ TPC}$

TPC – 27% TPC = $\text{Rp. } 1.796.277.977.613$

73% TPC = $\text{Rp. } 1.796.277.977.613$

TPC = $\text{Rp. } 1.796.277.977.613 / 0,73$

TPC = $\text{Rp. } 2.460.654.763.854$

Sehingga diperoleh:

Patent and royalty = 3% TPC = $\text{Rp. } 73.819.642.916$

POC = 5% TPC = $\text{Rp. } 123.032.738.193$

Biaya administrasi = 4% TPC = $\text{Rp. } 98.426.190.554$

Biaya distribusi dan penjualan = 10% TPC = $\text{Rp. } 246.056.476.385$

Biaya R&D = 5% TPC = $\text{Rp. } 123.032.738.193 +$

Total biaya pengeluaran Umum = $\text{Rp. } 467.524.405.132$

F.13 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *discounted cash flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi yang dipakai adalah sebagai berikut:

1. Modal

- a. Modal Sendiri = 60%
- b. Modal pinjaman = 40%
- 2. Bunga bank = 9,80% (PT Bank Negara Indonesia, 2023)
- 3. Inflasi = 3% (Bank Indonesia, 2023)
- 4. Masa konstruksi 2 tahun

Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi pembayaran dilakukan dengan cara sebagai berikut:

- a. Pada awal masa konstruksi (tahun pertama) sebesar 100% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
- b. Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun kedua) dibayarkan sisa modal pinjaman.
- 5. Umur pabrik diperkirakan sebesar 20 tahun dengan depresiasi 10% tahun ke-1 20% tahun ke-2 sampai tahun ke-4 dan 30% tahun ke-5.

6. Kapasitas produksi:

Tahun ke-1	= 80%
Tahun ke-2	= 90%
Tahun ke-3 hingga ke-18	= 100%
Tahun ke-19	= 90%
Tahun ke-20	= 80%

7. Pajak pendapatan:

Rp 25.000.000	= 5%
Antara Rp. 25.000.000 – Rp. 50.000.000	= 10%
Antara Rp. 50.000.000 – Rp. 100.000.000	= 15%
Antara Rp. 100.000.000 – Rp. 200.000.000	= 20%
Lebih dari Rp. 200.000.000	= 25%

Investasi Pabrik:

Investasi mula-mula (TCI)	= Rp. 665.013.563.331
Modal sendiri (60% TCI)	= Rp. 399.008.137.998
Modal pinjaman (40% TCI)	= Rp. 266.005.425.332

Perhitungan biaya total produksi:

Biaya produksi (TPC) = Rp. 2.460.654.763.854

Tabel F.7 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 80%, 90% dan 100%

No	Kapasitas	Biaya Operasi (Rp)
1	80%	1.968.523.811.083
2	90%	2.214.589.287.468
3	100%	2.460.654.763.854

Tabel F.8 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi ke	%	Modal Pinjaman Biaya (Rp)	Bunga (9,80%)	Jumlah (Rp)
-2	0%	0		
-1	100%	266.005.425.332	26.068.531.683	292.073.957.015
0			28.623.247.787	28.623.247.787
Modal pinjaman akhir masa konstruksi			Rp. 320.697.204.802	

Tabel F.9 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi ke	%	Modal Sendiri Biaya (Rp)	Inflasi (3%)	Jumlah (Rp)
-2	100	399.008.137.998	11.970.244.140	410.978.382.128
-1	0	0	12.329.351.464	12.329.351.464
0	0		369.880.544	369.880.544
Modal sendiri akhir masa konstruksi			Rp. 423.677.614.146	

Total biaya pada akhir masa konstruksi

= Modal pinjaman + Modal sendiri

= Rp. 320.697.204.802+ Rp. 423.677.614.146

= Rp. 744.374.818.949

Analisa Ekonomi Metode Linear

Total Investasi	= Rp. 744.374.818.949
Total Modal Sendiri	= Rp. 423.677.614.146
Total Modal Pinjaman	= Rp. 320.697.204.802
Biaya Produksi (TPC)	= Rp. 2.460.654.763.854
Depresiasi per tahun	= Rp. 1.532.502.296
Depresiasi 20 Tahun Umur Pabrik	= Rp. 30.650.045.926
Harga Jual Produk	= Rp. 2.830.500.000.000

A. Perhitungan Laba

1. Sebelum Pajak

Laba sebelum pajak = Harga jual produk – Biaya produksi
 = Rp. 2.830.500.000.000- Rp. 2.460.654.763.854
 = Rp. 369.845.236.146

2. Pajak Perusahaan

Pajak perusahaan = 25% × Rp. 369.845.236.146
 = Rp. 92.461.309.037

3. Laba Sesudah Pajak (Laba Bersih)

Laba sesudah pajak = Laba sebelum pajak – Pajak perusahaan
 = Rp. 369.845.236.146- Rp. 92.461.309.037
 = Rp. 277.383.927.110

F.14 Profit Margin (PM)

$$PM = \frac{\text{Laba sebelum pajak}}{\text{Total penjualan}} \times 100\%$$

$$PM = \frac{\text{Rp. 369.845.236.146}}{\text{Rp. 2.830.500.000.000}} \times 100\%$$

$$PM = 13\%$$

F.15 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Pay Out Time (waktu pengembalian modal) adalah angka yang menunjukkan beberapa lama waktu pengembalian modal dengan membandingkan besar modal investasi dengan penghasilan bersih tiap tahun.

$$\begin{aligned} \text{POT sesesudah pajak} &= \text{TCI}/(\text{Depresiasi} + \text{Laba sesudah pajak}) \\ &= \text{Rp. } 744.374.818.949/(\text{Rp. } 1.532.502.296+ \\ &\quad \text{Rp. } 277.383.927.110) \\ &= 2,9 \text{ tahun} \end{aligned}$$

POT Berdasarkan *Cash Flow*

Untuk menghitung waktu Pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut:

Tabel F.10 *Cummulative Cash Flow* (Rupiah)

Tahun Ke-	Net Cash Flow	Cummulative Cash Flow
1	223.439.643.984	223.439.643.984
2	251.178.036.695	474.617.680.679
3	278.916.429.406	753.534.110.085
4	278.916.429.406	1.032.450.539.491
5	278.916.429.406	1.311.366.968.897
6	278.916.429.406	1.590.283.398.303
7	278.916.429.406	1.869.199.827.709
8	278.916.429.406	2.148.116.257.115
9	278.916.429.406	2.427.032.686.521
10	278.916.429.406	2.705.949.115.927

Dengan TCI sebesar Rp 744.374.818.949,- dengan cara interpolasi antara tahun ke 2 dan 3, diperoleh waktu pengembalian modal adalah 3,4 tahun.

F.16 *Return On Invesment* (ROI)

Return On Invesment adalah besarnya persentase pengembalian modal tiap tahun dari penghasilan bersih bertahun-tahun.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Laba sesudah pajak}}{\text{Total modal ivenstasi}} \times 100\%$$

$$\text{ROI} = \frac{\text{Rp. 277.383.927.110}}{\text{Rp. 744.374.818.949}} \times 100\%$$

$$\text{ROI} = 37\%$$

F.17 Return On Network (RON)

$$\text{RON} = \frac{\text{Laba sesudah pajak}}{\text{Total modal sendiri}} \times 100\%$$

$$\text{RON} = \frac{\text{Rp. 277.383.927.11}}{\text{Rp. 423.677.614.146}} \times 100\%$$

$$\text{RON} = 65\%$$

F.18 Analisa Ekonomi Metode Cash Flow

Total Investasi	= Rp 655.013,563,331
Total Modal Sendiri	= Rp 423.677.614.146
Total Modal Pinjaman	= Rp 320.697.204.802
Biaya Produksi (TPC)	= Rp 2.460.654.763.854
Depresiasi per tahun	= Rp 1.532.502.296
Depresiasi 20 Tahun Umur Pabrik	= Rp 30.650.045.926
Harga Jual Produk	= Rp 2.830.500.000.000
Bunga Pinjaman	= 9,80%
Inflasi	= 3%
Pajak	= 25%

F.19 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate Of Return, IRR*)

Internal rate of return (IRR) adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Hasil data perhitungan *internal rate of return* (IRR) dapat dilihat pada tabel F.11.

$$\sum \frac{\text{CF}}{(1+i)^n}$$

Keterangan:

CF = *Cash Flow* pada tahun ke-n

n = tahun

Tabel F.11 *Trial Laju Bunga (i)*

Tahun ke	<i>Net Cash Flow</i> (CF)	<i>Present Value</i> 9,80%	<i>IRR</i> 34,89%
1	223.439.643.984	203.496.943.519	165.768.422.053
2	251.178.036.695	208.342.073.098	138.249.893.996
3	278.916.429.406	210.701.232.746	113.893.467.446
4	278.916.429.406	191.895.476.089	84.496.824.485
5	278.916.429.406	174.768.193.160	62.687.645.816
6	278.916.429.406	159.169.574.827	46.507.557.674
7	278.916.429.406	144.963.182.902	34.503.655.268
8	278.916.429.406	132.024.756.742	25.598.037.961
9	278.916.429.406	120.241.126.358	18.991.018.267
10	278.916.429.406	109.509.222.549	14.089.313.227
11	278.916.429.406	99.735.175.363	10.452.770.062
12	278.916.429.406	90.833.493.045	7.754.842.285
13	278.916.429.406	82.726.314.248	5.753.267.173
14	278.916.429.406	75.342.727.002	4.268.311.585
15	278.916.429.406	68.618.148.454	3.166.632.669
16	278.916.429.406	62.493.759.976	2.349.304.230
17	278.916.429.406	56.915.992.692	1.742.933.565
18	278.916.429.406	51.836.058.918	1.293.071.102
19	251.178.036.695	42.514.512.089	863.916.052
20	223.439.643.984	34.443.987.935	570.153.357
Total		2.606.402.077.690	743.001.038.273

Modal awal = Rp 744.374.818.949, dari perhitungan diperoleh nilai $i = 34,89\%$ per tahun. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi

tingkat bunga bank sebesar 9,80%.

F.20 Analisa Titik Impas (*Break Event Poin, BEP*)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produk total sama dengan hasil penjualan.

Tabel F.12 Biaya FC, VC, SVC dan S

No	Keterangan	Jumlah (Rp)
1	Biaya Tetap (FC)	86.654.238.403
2	Biaya Variabel (VC)	
	Bahan baku	875.429.088.384
	Utilitas	771.249.517.027
	Total	1.646.678.605.411
3	Baiya Semi Variabel (SVC)	
	Gaji karyawan	17.726.400.000
	Pengawasan	3.545.280.000
	Pemeliharaan dan perbaikan	37.240.759.547
	Operating supplies	2.660.054.253
	Laboratorium	1.772.640.000
	Paten dan royaltie	73.819.642.916
	Total	504.289.181.848
4	Total Penjualan (S)	2.830.500.000.000

Tabel F.13 FC, VC, dan S Berdasarkan Kapasitas Produksi

No	Kapasitas Produksi	FC	VC	SVC	TC	S
1	0%	86.654.238.403	0	504.289.181.84 8	590.943.420.251	0
2	10%	86.654.238.403	164.667.860.541	504.289.181.84 8	755.611.280.792	283.050.000.000
3	20%	86.654.238.403	329.335.721.082	504.289.181.84 8	920.279.141.333	566.100.000.000
4	30%	86.654.238.403	494.003.581.623	504.289.181.84 8	1.084.947.001.874	849.150.000.000
5	40%	86.654.238.403	658.671.442.164	504.289.181.84 8	1.249.614.862.415	1.132.200.000.000
6	50%	86.654.238.403	823.339.302.705	504.289.181.84 8	1.414.282.722.956	1.415.250.000.000
7	60%	86.654.238.403	988.007.163.246	504.289.181.84 8	1.578.950.583.497	1.698.300.000.000
8	70%	86.654.238.403	1.152.675.023.788	504.289.181.84	1.743.618.444.038	1.981.350.000.000

				8		
9	80%	86.654.238.403	1.317.342.884.329	504.289.181.84 8	1.908.286.304.579	2.264.400.000.000
10	90%	86.654.238.403	1.482.010.744.870	504.289.181.84 8	2.072.954.165.120	2.547.450.000.000
11	100%	86.654.238.403	1.646.678.605.411	504.289.181.84 8	2.237.622.025.661	2.830.500.000.000

Keterangan:

FC : *Fixed cost* (biaya tetap)VC : *Variable cost* (biaya variabel)SVC : *Semivariable cost* (biaya semivariabel)TC : *Total cost* (biaya keseluruhan)S : *Sales* (penjualan)

